

UNIVERSIDADE FEDERAL DE SANTA MARIA
CENTRO DE TECNOLOGIA
CURSO DE GRADUAÇÃO EM ENGENHARIA QUÍMICA

Emanuele Maria Pivotto
Isabel Lorenza da Silva Marin
Jeferson Seibel
Matheus Foletto Boeira
Roberta dos Santos Trentin

**PRODUÇÃO DE POLIETILENO FURANOATO A PARTIR DO
DIÉSTER METÁLICO DO ÁCIDO 2,5-FURANODICARBOXÍLICO
DERIVADO DO XAROPE DE GLICOSE**

Santa Maria, RS
2022

**Emanuele Maria Pivotto
Isabel Lorenza da Silva Marin
Jeferson Seibel
Matheus Foletto Boeira
Roberta dos Santos Trentin**

**PRODUÇÃO DE POLIETILENO FURANOATO A PARTIR DO DIÉSTER METÁLICO
DO ÁCIDO 2,5-FURANODICARBOXÍLICO DERIVADO DO XAROPE DE GLICOSE**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Curso de Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS), como requisito parcial para obtenção do grau de **Bacharel em Engenharia Química**. Defesa realizada por videoconferência.

ORIENTADORA: Prof.^a Raquel Cristine Kuhn

Santa Maria, RS
2022

**Emanuele Maria Pivotto
Isabel Lorenza da Silva Marin
Jeferson Seibel
Matheus Foletto Boeira
Roberta dos Santos Trentin**

**PRODUÇÃO DE POLIETILENO FURANOATO A PARTIR DO DIÉSTER METÁLICO
DO ÁCIDO 2,5-FURANODICARBOXÍLICO DERIVADO DO XAROPE DE GLICOSE**

Trabalho de Conclusão de Curso apresentado ao Curso de Graduação em Engenharia Química da Universidade Federal de Santa Maria (UFSM, RS), como requisito parcial para obtenção do grau de **Bacharel em Engenharia Química**.
Defesa realizada por videoconferência.

Aprovado em 9 de fevereiro de 2022:

Raquel Cristine Kuhn, Dr^a. (UFSM)
(Presidenta/Orientadora)

Lisiane de Marsillac Terra, Dr^a. (UFSM)

Sergio Luiz Jahn, Dr. (UFSM)

Santa Maria, RS
2022

DEDICATÓRIA

Aos amigos e familiares que deram suporte a todos nós para que pudéssemos concluir este trabalho: nosso agradecimento pelo amor e compreensão em todos os momentos!

AGRADECIMENTOS

Aos professores, que nos deram suporte e conhecimento técnico ao longo da jornada acadêmica instigando autonomia e senso crítico em nós, alunos, para nossa formação como profissionais!

À UFSM por todo o suporte de infraestrutura, incentivos e investimento nos discentes e nos projetos do curso de engenharia química, nosso agradecimento!

Nosso agradecimento especial à professora orientadora, Raquel, por todo apoio e paciência durante o tempo de desenvolvimento do trabalho, auxiliando no nosso crescimento e nos dando cada dia mais autonomia e confiança.

Talvez tenha de haver tanto fracasso quanto sucesso para que qualquer vida seja plena... perfeição e totalidade são diferentes. Totalidade compreende as falhas.

(Robert Johnson)

RESUMO

PRODUÇÃO DE POLIETILENO FURANOATO A PARTIR DO DIÉSTER METÍLICO DO ÁCIDO 2,5-FURANODICARBOXÍLICO DERIVADO DO XAROPE DE GLICOSE

AUTORES: Emanuele Maria Pivotto

Isabel Lorenza da Silva Marin

Jeferson Seibel

Matheus Foletto Boeira

Roberta dos Santos Trentin

ORIENTADORA: Raquel Cristine Kuhn

O polietileno furanoato (PEF) é uma alternativa na busca de soluções que substituam polímeros derivados de fontes fósseis, auxiliando na redução da emissão dos gases do efeito estufa. Por esse viés, o presente trabalho visa projetar uma planta industrial para a produção do PEF a partir do xarope de glicose, proveniente do milho, analisando-se a melhor rota de produção e comercialização. Em competição direta com o mercado do polietileno tereftalato (PET), o mercado do PEF ainda é pouco desenvolvido. Estudos apontam um desenvolvimento projetado expressivo: avaliado em US\$ 27,1 milhões em 2019, tem perspectiva de crescimento com a taxa composta anual de 6,6% entre 2020 a 2027. Isso se justifica pelo melhor desempenho do PEF em relação ao PET quanto às propriedades de barreira, fator importante para o envase de bebidas carbonatadas. Estimou-se uma capacidade de produção de aproximadamente 10.000 toneladas por ano de polietileno furanoato, com as seguintes etapas do processo: isomerização da glicose em frutose e purificação da mesma (99,5% m/m); desidratação da frutose em 5-metoximetilfurfural (MMF) e 5-hidroximetilfurfural (HMF); posterior oxidação desses compostos em ácido 2,5-furandicarboxílico (FDCA) e esterificação para o éster dimetílico do ácido 2,5-furadocarboxílico (DMFD) e; reações de transesterificação com monoetileno glicol (MEG) e policondensação para a formação do PEF. A partir do levantamento de custos de implementação, operacionais e receitas, foi realizada uma análise econômica, na qual observou-se um retorno financeiro a partir de cerca de 9 anos de instalação do empreendimento, considerando o fluxo de caixa líquido sem descontos, que retorna um valor presente líquido (VPL) de, aproximadamente, US\$ 218 mi. Considerando-se o fluxo descontado, com uma taxa de 8,2% anuais, obtém-se um VPL de cerca de US\$ 27 mi. Com taxa interna de retorno (TIR) de 11,2%, a alternativa deste empreendimento não traz grandes vantagens competitivas, mesmo perante investimentos que remunerarem com base na Selic, portanto, faz-se necessária a realização de estudos futuros para geração de maior margem de receita.

Palavras-chave: PEF; DMFD; FDCA; MMF; Frutose.

ABSTRACT

POLYETHYLENE FURANOATE PRODUCTION FROM THE 2,5-FURANDICARBOXYLIC ACID METHYL DIESTER DERIVED FROM GLUCOSE CORN SYRUP

AUTHOR: Emanuele Maria Pivotto

Isabel Lorenza da Silva Marin

Jeferson Seibel

Matheus Foletto Boeira

Roberta dos Santos Trentin

ADVISOR: Raquel Cristine Kuhn

The polyethylene furanoate (PEF) is an alternative over traditional fossil derived polymers, contributing for the reduction of greenhouse gases emissions. Thus, the present work is about the design of an industrial plant intended to produce PEF starting from glucose corn syrup, reaching for the best production technologies and commercial strategies. In frontal competition with the polyethylene terephthalate (PET), the PEF market is still underdeveloped. Some studies indicate expressive growth projections: valued in US\$ 27.1 mi at 2019, it is expected to grow at a 6.6% rate between 2020 and 2027. This is justified by the better performance of PEF compared to PET when it comes to barrier properties, an important factor for carbonated beverage bottling. An annual production capacity of 10,000 t of PEF was adopted for a process with the following steps: glucose isomerization to fructose and its crystallization (obtaining a purity of 99.5% m/m); fructose dehydration, producing methoxymethylfurfural (MMF) and hydroxymethylfurfural (HMF); MMF and HMF oxidation to 2,5-furandicarboxylic acid (FDCA) and esterification to its dimethyl ester (DMFD) and; transesterification of DMFD with monoethylene glycol (MEG) and its further polycondensation, producing PEF. Gathering costs of implementation, revenues and costs, a preliminary economic analysis was performed, in which a 9 year financial return was identified since the start of the project, based on the undiscounted liquid cash flow, which also gives a net present value (NPV) of, approximately, US\$ 218 mi. On the other hand, considering the discounted cash flow, with an 8.2% annual rate, a NPV of US\$ 27 mi is obtained. With a resulting internal return rate (IRR) of 11.2%, this project may not be competitive, even if faced with alternative investments paying taxes similar to Selic. Because of this, for future works, it is recommended that more studies on process improvement, intensification and optimization be made in order to increase the revenues and reduce production costs.

Keywords: PEF; DMFD; FDCA; MMF; Fructose.

LISTA DE FIGURAS

Figura 2.1 – Comparação entre a estrutura do PEF em relação ao PET e seus respectivos precursores.	22
Figura 2.2 – Reação entre o ácido furanodicarboxílico e o monoetilenoglicol.	25
Figura 3.1 – Distribuição Geográfica (%) das empresas brasileiras da indústria de bebidas não alcoólicas em 2017.	29
Figura 4.1 – Localização das empresas (2018) e empregos (2019) no setor de transformação de plásticos por estado.	33
Figura 4.2 – Terrenos livres próximos à sede da Cargill.	36
Figura 4.3 – Mapa visual do modelo de negócios para a produção do PEF.	38
Figura 6.1 – Principais rotas sintéticas para a produção de FDCA.	47
Figura 6.2 – Possibilidades de síntese do MMF.	48
Figura 6.3 – Isomerização da glicose em frutose.	49
Figura 6.4 – Etapas da oxidação do HMF até o FDCA.	50
Figura 6.5 – Rede de reações possíveis para a oxidação do MMF até FDCA para o processo Amoco adaptado.	52
Figura 6.6 – Mecanismos de formação de DMFD.	54
Figura 6.7 – Reação de policondensação do BHEF.	56
Figura 6.8 – Rota sintética para a produção do PEF.	57
Figura 6.9 – Área 100: diagrama de blocos e principais correntes.	59
Figura 6.10 – Área 100: Preparação do xarope de frutose.	62
Figura 6.11 – Área 200: diagrama de blocos e principais correntes.	63
Figura 6.12 – Área 200: Obtenção de MMF e HMF.	67
Figura 6.13 – Área 300: diagrama de blocos e principais correntes.	68
Figura 6.14 – Área 300: Preparação do FDCA e do DMFD - Parte 1.	70
Figura 6.15 – Área 300: Preparação do FDCA e do DMFD - Parte 2.	71
Figura 6.16 – Diagrama de blocos da Área 400 com as principais correntes do balanço de massa.	72
Figura 6.17 – Área 400: Obtenção do pellet de PEF.	75
Figura 8.1 – Controle para coluna de alta razão de refluxo e com condensação parcial no topo.	93
Figura 10.1 – Modelo de estimativa de investimentos.	134
Figura 10.2 – Fluxo de caixa líquido do projeto.	158
Figura 10.3 – Fluxo de caixa descontado do projeto.	158
Figura I.1 – Representação esquemática do leito móvel real de separação cromatográfica.	252

LISTA DE TABELAS

Tabela 2.1 – Propriedades térmicas do PEF.	23
Tabela 2.2 – Propriedades mecânicas do PEF.	23
Tabela 3.1 – Empresa líderes do mercado brasileiro de bebidas não alcoólicas.	30
Tabela 3.2 – Valores de importação e exportação para o PET.	30
Tabela 4.1 – Produção de milho por Unidade Federativa.	34
Tabela 4.2 – Empresas que produzem xarope de milho localizadas no Paraná.	35
Tabela 4.3 – Distância da cidade referenciada até Curitiba.	35
Tabela 4.4 – Descrição dos valores da empresa.	42
Tabela 6.1 – Nomenclatura dos equipamentos no fluxograma do processo.	58
Tabela 6.2 – Nomenclatura das correntes no fluxograma do processo.	59
Tabela 7.1 – Resultados das centrífugas da Área 100.	79
Tabela 7.2 – Resultados dos cristalizadores das Áreas 100 e 300.	79
Tabela 7.3 – Resultados do dimensionamento das colunas de destilação da Área 200.	81
Tabela 7.4 – Resultados do dimensionamento das colunas de destilação da Área 300.	82
Tabela 7.5 – Resultados do dimensionamento das colunas de destilação da Área 400.	82
Tabela 7.6 – Resultados dos evaporadores da Área 100.	83
Tabela 7.7 – Dimensionamento dos filtros de tambor rotativo da Área 300.	84
Tabela 7.8 – Resultados do dimensionamento dos leitos de carvão da Área 100.	84
Tabela 7.9 – Resultados dos cromatógrafos da Área 100.	85
Tabela 7.10 – Resultados do reatores da Área 100.	86
Tabela 7.11 – Resultados dos reatores da Área 300.	87
Tabela 7.12 – Resultados dos reatores R-402 e R-404.	87
Tabela 7.13 – Resultados dos tanques de armazenamento.	88
Tabela 7.14 – Resultados dos mixers.	89
Tabela 7.15 – Resultados dos trocadores de placas.	90
Tabela 7.16 – Resultados dos trocadores de calor de casco e tubos.	90
Tabela 7.17 – Dimensões dos vasos <i>flash</i>	91
Tabela 9.1 – Legenda para abreviatura da classificação dos fluidos transportados em tubulação.	95
Tabela 9.2 – Dimensionamento dos parafusos transportadores helicoidais da Área 100. ...	96
Tabela 9.3 – Perda de carga distribuída nas correntes de líquido.	97
Tabela 9.4 – Valores do coeficiente k para cada acessório.	102
Tabela 9.5 – Perda de carga localizada nas correntes de líquido.	102
Tabela 9.6 – Perda de carga total e seleção das bombas.	107
Tabela 9.7 – Dimensionamento das linhas de vapor de alta pressão.	114
Tabela 9.8 – Dimensionamento das linhas de vapor de média pressão.	115
Tabela 9.9 – Dimensionamento das linhas de vapor de baixa pressão.	117
Tabela 9.10 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de alta pressão.	118
Tabela 9.11 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de média pressão. ...	119
Tabela 9.12 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de baixa pressão. ...	120
Tabela 9.13 – Vazões de vapor necessárias nos ejetores acoplados aos evaporadores da Área 100.	122
Tabela 9.14 – Demandas diárias de água potável por prédio.	124
Tabela 9.15 – Resultados do dimensionamento das tubulações de fornecimento de água potável.	125

Tabela 9.16 – Resultados do dimensionamento das tubulações de fornecimento de água desmineralizada.	125
Tabela 9.17 – Resultados do dimensionamento das tubulações de fornecimento de água abrandada.	125
Tabela 9.18 – Dimensionamento das linhas de água de resfriamento tanto para 25 quanto 30 °C.	128
Tabela 9.19 – Dimensionamento das linhas de água gelada tanto para -20 quanto -5 °C.	131
Tabela 10.1 – Preços dos equipamentos da Área 100.	135
Tabela 10.2 – Preços dos equipamentos da Área 200.	137
Tabela 10.3 – Preços dos equipamentos da Área 300.	138
Tabela 10.4 – Preços dos equipamentos da Área 400.	140
Tabela 10.5 – Tabela de custos com folhas de pagamento	143
Tabela 10.6 – Parâmetros fundamentais no levantamento do investimento total	144
Tabela 10.7 – Despesas operacionais com insumos, utilidades e manutenção.	145
Tabela 10.8 – Receitas obtidas com a venda dos produtos.	146
Tabela 10.9 – Fluxo de caixa.	149
Tabela I.1 – Dimensões dos vasos <i>flash</i>	228
Tabela I.2 – Dados do fluido frio.	230
Tabela I.3 – Dimensões do Trocador de Calor	231
Tabela I.4 – Dados do Trocador de Calor E-102	232
Tabela I.5 – Dados do Trocador de Calor E-401	232
Tabela I.6 – Área dos Trocadores de Calor	233
Tabela I.7 – Área corrigida e comprimento dos Trocadores de Calor	233
Tabela I.8 – Dimensionamento reatores	234
Tabela I.9 – Cálculo do coeficiente convectivo	236
Tabela I.10 – Dados para o cálculo	237
Tabela I.11 – Cálculo do coeficiente convectivo interno do PFR.	240
Tabela I.12 – Cálculo do diâmetro externo do tubo interno.	241
Tabela I.13 – Dados para o cálculo	243
Tabela I.14 – Dados para o dimensionamento dos cristalizadores.	245
Tabela I.15 – Dados para dimensionamento do FE-101.	247
Tabela I.16 – Temperaturas dos vapores e do líquidos para cada efeito da FE-101.	248
Tabela I.17 – Entalpias das correntes do FE-101.	248
Tabela I.18 – Entalpia de transição de fase para cada efeito.	249
Tabela I.19 – Calor trocado e resultado da área para cada efeito na primeira iteração para o FE-101.	250
Tabela I.20 – Área de troca térmica para os evaporadores da área 100.	250
Tabela I.21 – Correntes de entrada e saída do leito móvel simulado.	252
Tabela I.22 – Dimensionamento das colunas de destilação.	257
Tabela J.1 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de alta pressão.	260
Tabela J.2 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de média pressão.	262
Tabela J.3 – Dimensionamento para as linhas de vapor de baixa pressão.	265
Tabela K.1 – Entalpias das correntes do vaso <i>flash</i>	269
Tabela K.2 – Dimensionamento para as linhas de condensado de alta pressão.	270
Tabela K.3 – Dimensionamento para as linhas de condensado de média pressão.	272
Tabela K.4 – Dimensionamento para as linhas de condensado de baixa pressão.	275
Tabela L.1 – Resultados do dimensionamento das tubulações de fornecimento de água potável.	277

Tabela L.2 – Resultados do dimensionamento das tubulações de fornecimento de água desmineralizada.	278
Tabela L.3 – Resultados do dimensionamento das tubulações de fornecimento de água abrandada.	279
Tabela M.1 – Taxas de transferência de calor e vazões mássicas de óleo para os reatores de policondensação.	280
Tabela M.2 – Dimensionamento das tubulações de distribuição e retorno de óleo térmico.	281
Tabela N.1 – Dados utilizados no cálculo do diâmetro da tubulação de GLP.	283
Tabela N.2 – Acessório na tubulação de GLP.	284

LISTA DE QUADROS

Quadro 4.1 – Fatores que influenciam na tomada de decisão da localização da unidade industrial.	32
--	----

LISTA DE ABREVIATURAS E SIGLAS

<i>AA</i>	Ácido acético
<i>ABIPET</i>	Associação Brasileira da Indústria do PET
<i>ABNT</i>	Associação Brasileira de Normas Técnicas
<i>ABRE</i>	Associação Brasileira de Embalagem
<i>ACFC</i>	Ácido 5-(alcoxicarbonil) furano-2-carboxílico
<i>AFFC</i>	Alquil 5-formilfuran-2-carboxilato
<i>AMF</i>	Acetoximetilfurfural
<i>ANVISA</i>	Agência Nacional de Vigilância Sanitária
<i>BHEF</i>	Hidroxietil diéster de ácido furanodicarboxílico
<i>BNDES</i>	Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social
<i>CAGR</i>	Taxa de crescimento anual composta
<i>CEPCI</i>	<i>Chemical Engineering Plant Cost Index</i>
<i>Citepe</i>	Companhia Integrada Têxtil de Pernambuco
<i>CMF</i>	Clorometilfurfural
<i>COA</i>	Certificado de Análise
<i>CONAB</i>	Companhia Nacional de Abastecimento
<i>CSTR</i>	Reator de tanque agitado contínuo
<i>DEG</i>	Dietilenoglicol
<i>DFF</i>	Diformilfurano
<i>DMFD</i>	Dialquil-furano-2,5-dicarboxilato
<i>DTML</i>	Diferença de temperatura média logarítmica
<i>EG</i>	Etilenoglicol
<i>EMF</i>	Etoximetilfurfural
<i>ETA</i>	Estação de tratamento de água
<i>ETE</i>	Estação de tratamento de efluentes
<i>FDCA</i>	Ácido furanodicarboxílico
<i>FDCA</i> — <i>Me</i>	Mono metil éster de ácido furanodicarboxílico

<i>FFCA</i>	Ácido (formil)furanodicarboxílico
<i>FGTS</i>	Fundo de Garantia do Tempo de Serviço
<i>FM</i>	Formetado de metila
<i>GLP</i>	Gás liquefeito de petróleo
<i>HFCS</i>	Xarope de milho com alta concentração de frutose
<i>HMF</i>	Hidroximetilfurfural
<i>HMFA</i>	Ácido 5-hidroximetil-2-furanocarboxílico
<i>HMFCA</i>	Ácido 5-hidroximetil-2-furanodicarboxílico
<i>HPLC</i>	Análises de cromatografia líquida
<i>ICMS</i>	Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços
<i>INSS</i>	Instituto Nacional do Seguro Social
<i>IPCA</i>	Índice de preços no consumidor
<i>ISBL</i>	<i>Inside battery limits</i>
<i>MCFC</i>	Ácido 5-(metoxicarbonil)-furano-2-carboxílico
<i>MEG</i>	Monoetilenoglicol
<i>MeOH</i>	Metanol
<i>ML</i>	Levulinato de metila
<i>MMF</i>	Metóximetilfurfural
<i>NBR</i>	Norma brasileira
<i>NPS</i>	<i>Net Promoter Score</i>
<i>ODS</i>	Objetivos de Desenvolvimento Sustentáveis
<i>ONU</i>	Organização das Nações Unidas
<i>OSBL</i>	<i>Offsite battery limits</i>
<i>PEF</i>	Polietileno furanoato
<i>PET</i>	Polietileno tereftalato
<i>PFR</i>	Reator de fluxo em pistão
<i>pH</i>	Potencial hidrogeniônico
<i>PTA</i>	Ácido tereftálico purificado
<i>RDC</i>	Resolução da Diretoria Colegiada

<i>RPI</i>	Regra da Potência I
<i>SA</i>	Sociedade anônima
<i>SAC</i>	Serviço de atendimento ao consumidor
<i>SMB</i>	Leito móvel simulado
<i>SSP</i>	Polimerização em estado sólido
<i>TBS</i>	Temperatura de bulbo seco
<i>TBU</i>	Temperatura de bulbo úmido
<i>TIR</i>	Taxa Interna de Retorno
<i>TLP</i>	Taxa de longo prazo
<i>VPL</i>	Valor Presente Líquido

SUMÁRIO

1	INTRODUÇÃO	20
1.1	Objetivos	20
1.2	Justificativa	20
2	DEFINIÇÕES DO PRODUTO	22
2.1	PEF	22
2.2	Matéria-prima e insumos	24
2.2.1	Xarope de milho.....	24
2.2.2	Monoetilenoglicol.....	25
3	ANÁLISE DE MERCADO	27
3.1	Mercado de polietileno tereftalato	27
3.2	Mercado de bioplásticos	27
3.3	Mercado de polietileno furanoato	28
3.4	Competidores do polietileno furanoato	28
3.5	Mercado consumidor do polietileno furanoato	29
4	DEFINIÇÕES DA EMPRESA	32
4.1	Localização.....	32
4.1.1	Localização do mercado consumidor	33
4.1.2	Localização da matéria-prima	33
4.1.3	Transporte para o escoamento da produção e matéria-prima	35
4.1.4	Disponibilidade de área para a instalação.....	35
4.1.5	Incentivos fiscais	36
4.2	Escala de Produção	36
4.3	Gestão estratégica	37
4.3.1	Modelo de Negócios CANVAS	37
4.3.1.1	Proposta de Valor	38
4.3.1.2	Segmento de Clientes.....	38
4.3.1.3	Canais	39
4.3.1.4	Relacionamento com o Cliente.....	39
4.3.1.5	Atividades-chave.....	39
4.3.1.6	Recursos Principais	40
4.3.1.7	Parcerias Principais	40
4.3.1.8	Fontes de Receita	40
4.3.1.9	Estrutura de Custos	40
4.3.2	Crença, Missão, Visão e Valores	41
4.3.2.1	Crença	41
4.3.2.2	Missão	41
4.3.2.3	Visão	41
4.3.2.4	Valores	41
4.4	Comercialização	42
4.5	Exigências legais.....	42
4.5.1	Licenciamento ambiental	42

5	CONTROLE DE QUALIDADE	44
6	DEFINIÇÕES DO PROCESSO	46
6.1	Rota sintética	46
6.1.1	Intermediários para a produção de FDCA	46
6.1.2	Produção do FDCA	49
6.1.3	Produção e purificação de DMFD	53
6.1.4	Produção do PEF	55
6.1.5	Rota sintética escolhida	56
6.2	Tecnologia e fluxograma do processo	57
6.2.1	Área 100	59
6.2.2	Área 200	63
6.2.3	Área 300	68
6.2.4	Área 400	72
6.3	Tratamento de efluentes	76
6.3.1	Tratamento de efluentes gasosos	76
6.3.2	Tratamento de efluentes líquidos	76
7	PROJETO DO PROCESSO	78
7.1	Balanço de massa e energia	78
7.2	Dimensionamento de equipamentos	78
7.2.1	Centrífugas	78
7.2.2	Cristalizadores	79
7.2.3	Coluna de absorção	79
7.2.4	Colunas de destilação	80
7.2.5	Evaporadores	83
7.2.6	Filtros	83
7.2.7	Lavadores	84
7.2.8	Leito de carvão	84
7.2.9	Leito móvel simulado	85
7.2.10	Moinho de bolas	85
7.2.11	Peletizadora	85
7.2.12	Reatores	86
7.2.13	Secador	88
7.2.14	Tanques de armazenamento	88
7.2.15	Trocadores de calor	89
7.2.16	Vasos flash	91
8	CONTROLE DO PROCESSO	92
8.1	Controle da Torre de Destilação T-301	92
9	PROJETO DAS INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS	95
9.1	Instalações do processo	95
9.1.1	Diâmetro de tubulação	95
9.1.2	Dimensionamento dos parafusos transportadores helicoidais	96
9.1.3	Perda de carga nas tubulações	96
9.2	Tubulações de vapor	112
9.2.1	Instalações de vapor de alta pressão (HP)	113
9.2.2	Instalações de vapor de média pressão (MP)	115

9.2.3	Instalações de vapor de baixa pressão (LP)	116
9.3	Tubulações de condensado	117
9.4	Geração de vácuo	121
9.5	Instalações de água	122
9.6	Instalações de água de resfriamento	126
9.6.1	Torre de resfriamento	126
9.6.2	Tubulações de água de resfriamento	127
9.7	Instalações de água gelada.....	130
9.7.1	Tubulações de água gelada	131
10	ANÁLISE ECONÔMICA	133
10.1	Estimativa dos custos envolvidos na área do processo e utilidades.....	134
10.2	Custos relacionados a área de serviços	141
10.3	Custos com Funcionários	141
10.4	Estimativa de investimentos	143
10.5	Estimativas de custos operacionais.....	144
10.6	Estimativas de receitas.....	145
10.7	Financiamento do investimento	146
10.8	Avaliação dos indicadores da análise econômica.....	147
11	CONCLUSÃO	160
	Referências Bibliográficas	161
	Apêndice A – RESULTADO DAS CORRENTES DA ÁREA 100	171
	Apêndice B – RESULTADO DAS CORRENTES DA ÁREA 200	180
	Apêndice C – RESULTADO DAS CORRENTES DA ÁREA 300	186
	Apêndice D – RESULTADO DAS CORRENTES DA ÁREA 400	198
	Apêndice E – RESULTADO DO DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DA ÁREA 100	202
	Apêndice F – RESULTADO DO DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DA ÁREA 200	208
	Apêndice G – RESULTADO DO DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DA ÁREA 300	214
	Apêndice H – RESULTADO DO DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DA ÁREA 400	224
	Apêndice I – DIMENSIONAMENTOS DOS EQUIPAMENTOS	228
I.1	Dimensionamento dos vasos <i>flash</i>	228
I.2	Dimensionamento dos Trocadores de Calor Casco e Tubos	229
I.3	Dimensionamento dos Trocadores de Calor de Placas	230
I.4	Dimensionamento dos reatores.....	234
I.4.1	Dimensionamento de CSTR	234

I.4.1.1	Serpentinas	235
I.4.2	Reator SSP	236
I.4.3	Reator de Sacarificação	237
I.4.4	Reator Isomerização	238
I.4.5	Reator PFR	239
I.5	Leito de Carvão	241
I.6	Dimensionamento do secador	242
I.7	Dimensionamento dos cristalizadores	244
I.8	Dimensionamento dos Tanques de Armazenamento	245
I.9	Dimensionamento dos evaporadores	246
I.10	Dimensionamento das colunas de separação cromatográfica	251
I.11	Dimensionamento das colunas de destilação	254
Apêndice J – INSTALAÇÕES DE VAPOR		259
Apêndice K – INSTALAÇÕES DE CONDENSADO		268
Apêndice L – INSTALAÇÕES DE ÁGUA		276
Apêndice M – INSTALAÇÕES DE ÓLEO TÉRMICO		280
Apêndice N – INSTALAÇÕES DE GLP		282
Apêndice O – INSTALAÇÕES DE OXIGÊNIO		285
Apêndice P – LAYOUT DA PLANTA INDUSTRIAL		286
Apêndice Q – LAYOUT DAS LINHAS DE VAPOR DE ALTA PRESSÃO		287
Apêndice R – LAYOUT DAS LINHAS DE VAPOR DE MÉDIA PRESSÃO		288
Apêndice S – LAYOUT DAS LINHAS DE VAPOR DE BAIXA PRESSÃO		289
Apêndice T – LAYOUT DAS LINHAS DE ÁGUA FRIA		290
Apêndice U – LAYOUT DAS LINHAS DE ÁGUA GELADA		291
Apêndice V – LAYOUT DAS LINHAS DAS ÁGUAS DE ABASTECIMENTO		292
Anexo A – XAROPE DE DEXTROSE DA CARGILL		293
Anexo B – CENTRÍFUGAS		294
Anexo C – CRISTALIZADORES		295
Anexo D – EVAPORADORES DE MÚLTIPLOS EFEITOS		296
Anexo E – EVAPORADOR DE FILME ASCENDENTE FE-103.		297
Anexo F – FILTRO DE TAMBOR ROTATIVO ANDRITZ		298
Anexo G – FORNO DE REGENERAÇÃO DE CARVÃO ATIVADO GRANULAR		299

Anexo H – MOINHO DE BOLAS	300
Anexo I – CONJUNTO DA PELETIZADORA	301
Anexo J – ENSACADORA	302
Anexo K – DIMENSÕES NORMALIZADAS PARA TUBOS DE AÇO	303
Anexo L – PARAFUSOS TRANSPORTADORES HELICOIDAIS	305
Anexo M – BOMBAS DO PROCESSO	306
Anexo N – BOMBAS DE VÁCUO	307
Anexo O – TEMPERATURA MÍNIMA DE OPERAÇÃO PARA <i>CHILLERS</i> MODULARES	308
Anexo P – FATORES MULTIPLICADORES	309
Anexo Q – FATORES DE PROJETO	310
Anexo R – TROCADOR DE PLACAS	311
Anexo S – FATOR DE CORREÇÃO ÁREA TROCADOR DE CALOR PLACAS	312
Anexo T – REATOR SSP	313
Anexo U – DIMENSÕES DOS TANQUES	314
Anexo V – DIÂMETROS DE TUBULAÇÃO DE CONDENSADO	315
Anexo W – PROPRIEDADES DO FLUIDO TÉRMICO DOWTHERM A	316
Anexo X – CARTA PSICROMÉTRICA	317
Anexo Y – DIRETRIZES PARA ESTIMATIVA DE CUSTOS OSBL	318
Anexo Z – NOMENCLATURA DE EQUIPAMENTOS E CORRENTES	319

1 INTRODUÇÃO

Produtos oriundos de fontes renováveis tem recebido maior destaque a cada ano. Simultaneamente, a busca por alternativas para materiais de origem fóssil torna-se mais atrativa, visto que a população tem se preocupado cada vez mais com questões ambientais. Nessa perspectiva, o polietileno furanoato (PEF) consiste em um polímero termoplástico advindo da biomassa que pode substituir o polietileno tereftalato (PET), popularmente utilizado em garrafas de bebidas e no setor têxtil.

O PEF é obtido a partir da policondensação do ácido furanodicarboxílico (FDCA), e o monoetilenoglicol (MEG). Quando ambos os precursores são obtidos da biomassa, tem-se um polímero 100% renovável. Nesse contexto, em 2020, a Braskem iniciou a produção de bio-MEG em parceria com a Haldor Topsoe na Dinamarca (BRASKEM, 2020).

Apenas 5 anos após o lançamento da primeira patente sobre o PET, foi lançada a primeira patente relacionada à produção de PEF, nessa época, houve pouco interesse no PEF devido à facilidade da produção de PET (JONG et al., 2012). Entretanto, no atual cenário de intensificação das mudanças climáticas, o PEF pode ser explorado com maior desenvolvimento tecnológico, o que facilita a sua produção.

A produção do PEF está alinhada aos Objetivos de Desenvolvimento Sustentáveis (ODS), da Organização das Nações Unidas (ONU), como, por exemplo, a ODS 12 que trata de produção e consumo sustentáveis, bem como a ODS 13 que exige ação contra a mudança global do clima, a qual resulta também pelo uso excessivo de derivados do petróleo. Assim, a produção de um polímero de fonte renovável torna-se imperioso para garantir o desenvolvimento sustentável.

1.1 OBJETIVOS

O projeto visa determinar uma rota tecnológica, dimensionar a planta industrial e analisar a viabilidade econômica para a produção de polietileno furanoato a partir de xarope de glicose de milho.

1.2 JUSTIFICATIVA

Conforme Taylor e Watts (2019), o setor de petróleo, gás e carvão pode estar diretamente ligado a mais de um terço de todas as emissões de gases de efeito estufa na era moderna. Ademais, segundo Eerhart, Faaij e Patel (2012), a produção de PEF reduz a emissão de gases de efeito estufa em 45% a 55% em comparação com o PET em sistema “do berço ao túmulo”

ou “cradle to grave” - que considera o ciclo de vida desde a produção até a destinação pós-consumo do produto. Nessa perspectiva, de acordo com a Revista Galileu (2018), há uma enzima produzida em laboratório no Japão, capaz de degradar o PEF. Nesse contexto, justifica-se a latente necessidade da produção de materiais de fontes renováveis, como o PEF.

Ainda no âmbito ambiental, o PEF pode ser reciclado junto ao PET em proporção de até 2% (GUZMAN, 2017), ademais, no Brasil, a porcentagem de reciclagem de PET cresce a cada ano. De acordo com a Associação Brasileira da Indústria do PET, ABIPET (2020), a reciclagem de PET cresceu 12% de 2018 para 2019, e, portanto, em 2019, o país reciclou 55% das embalagens PET descartadas. Assim, o PEF pode ser reciclado no país, o que corrobora e justifica o uso de PEF, um polímero de fonte renovável, no Brasil.

No âmbito econômico, o mercado de PEF tende a crescer durante a década de 2020, principalmente, devido a questões ambientais e propriedades superiores às do PET (Grand View Research, 2020). Nessa perspectiva, a Braskem, a única empresa no Brasil a produzir polietileno verde, exporta o produto para Ásia e Europa, revelando e ratificando a crescente busca por polímeros de fonte renovável.

2 DEFINIÇÕES DO PRODUTO

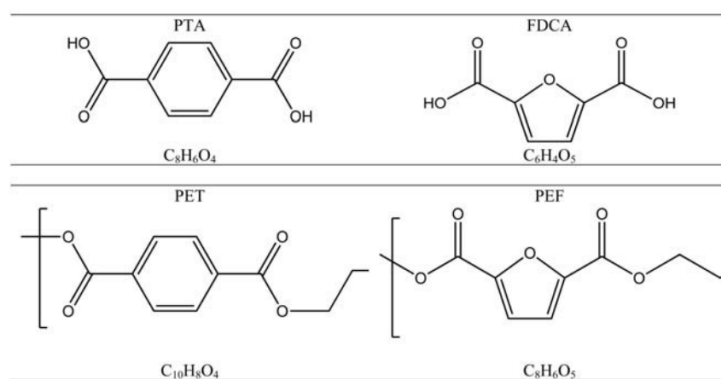
O produto principal constitui-se no PEF, ainda assim, durante o processo formam-se subprodutos como metil levulinato e acetato de metila.

2.1 PEF

O polietileno furanoato é um poliéster aromático derivado do MEG e do FDCA, sendo um substituto vindo de fonte renovável para o PET convencional. O produto dessa reação é um polímero de estrutura química diferente da estrutura do PET, como ilustrado na Figura 2.1.

O PEF também é classificado como um plástico não *drop-in*, pois apresenta características diferentes dos plásticos convencionais e a produção em *downstream* demanda adaptações na infraestrutura existente (FRANCO, 2019). Diferente dos plásticos *drop-in*, que possuem a mesma estrutura química e propriedades de seu análogo petroquímico.

Figura 2.1 – Comparação entre a estrutura do PEF em relação ao PET e seus respectivos precursores.



Fonte: Adaptado de Eerhart, Faaij e Patel (2012).

Pupio (2016) descreve que, independente da fonte de MEG ser fóssil ou não, o que define o PEF como um produto de origem renovável é o diácido furânico diretamente proveniente da biomassa. Esse diácido confere à cadeia polimérica características análogas às do PET, porém, com algumas vantagens particulares quando comparados - resistência mecânica, permeabilidade a gases e água, entre outras.

Na Tabela 2.1 são encontradas as propriedades térmicas do PEF, enquanto que na Tabela 2.2 podem ser visualizadas as propriedades mecânicas do material.

Tabela 2.1 – Propriedades térmicas do PEF.

Propriedade	Valor
Temperatura de transição vítrea (T_g) [°C]	87
Temperatura de fusão (T_m) [°C]	220,7
Calor de fusão [$J.g^{-1}$]	137

Fonte: Autores.

Tabela 2.2 – Propriedades mecânicas do PEF.

Propriedade	Valor
Módulo de Young [MPa]	2070
Tensão mecânica [MPa]	66
Energia elástica armazenada (módulo de elasticidade) [Mpa]	3285 +/- 47
Densidade [$g.cm^{-3}$]	1,4299
Volume livre fracionado (FFV)	0,153
Peso molecular [$g.mol^{-1}$]	87000 - 110000
Energia de ativação (E_A) [$kJ.mol^{-1}$]	475 +/- 5
Entropia (ΔS) [$J.mol^{-1}.K^{-1}$]	1040 +/- 14

Fonte: Adaptado de Pupio (2016) e Burgess et al. (2014a).

O elevado valor de módulo de elasticidade do PEF é responsável pela maior rigidez de cadeia do polímero. Por se tratar de um polímero formado por anéis planos com ligações insaturadas conjugadas, possui uma falta de linearidade que diminui a velocidade de cristalização do material, fato que também contribui para a sua maior rigidez (PUPIO, 2016).

Uma das maiores vantagens do PEF em relação ao PET é seu desempenho quanto às propriedades de barreira. Isso porque a permeabilidade é de extrema importância na hora de utilizar o polímero para a fabricação de garrafas plásticas, por exemplo, visto que pode conservar melhor o produto embalado e evitar perdas. Quando se trata de polímeros para o armazenamento de bebidas, as principais características estudadas são a permeabilidade a gás carbônico, oxigênio e água.

Burgess et al. (2014b) compara as propriedades de barreira de ambos os polímeros, em diferentes condições. Através dos seus resultados é percebido que, com relação a água, o PEF possui solubilidade 1,8 vezes maior e difusividade 5 vezes menor que o PET, o que resulta numa permeabilidade de aproximadamente 2,8 vezes menor do PEF. Quanto ao oxigênio, a solubilidade é similar entre ambos, entretanto o PEF apresenta difusividade e permeabilidade 11 vezes menores do que o PET.

2.2 MATÉRIA-PRIMA E INSUMOS

2.2.1 Xarope de milho

O xarope de milho é uma fonte rica em açúcares como a glicose e a frutose. O xarope é obtido através de uma série de tratamentos enzimáticos do grão. Após a moagem, etapas de hidrólise primária do amido e amilopectina, utilizando α -amilases, resultam em dextrinas, oligômeros de glicose. Em seguida, o emprego de glucoamilases na hidrólise das dextrinas promove sua despolimerização, produzindo um xarope com alto teor de glicose. Frequentemente, esse xarope é ainda submetido à isomerização enzimática, que realiza a transformação da glicose em frutose (LÄUFER, 2019).

O xarope obtido após a etapa de isomerização, com teor de frutose elevado, é chamado de “xarope de milho com alto teor de frutose” ou, em inglês, *high fructose corn syrup* (HFCS), nomenclatura cuja sigla é mais frequentemente encontrada na literatura.

A frutose é o carboidrato que apresenta a maior seletividade para a produção de 5-hidroximetilfurfural, um dos furanos mais promissores para a indústria química de base do futuro. Dessa forma, fontes com alto teor de frutose entram no radar da nova indústria da química verde, que enfrenta o atual desafio de equiparar-se em escala e eficiência à bem consolidada indústria baseada em produtos fósseis. Isso faz com que questões relacionadas a preços e disponibilidade de matéria prima sejam especialmente sensíveis. Ou seja, quanto mais abundantes, baratas e de fácil acesso forem as fontes de açúcares para a produção de furanos, maiores as chances de sucesso de empreendimentos do gênero.

Nesse contexto o xarope revela-se uma alternativa promissora, visto que é produzido em grande escala. Nos EUA, por exemplo, o HFCS é o segundo produto, em termos de volume anual produzido, de derivados do amido, perdendo apenas para o etanol (LÄUFER, 2019).

No Brasil, a relevância do milho como fonte amilácea para obtenção de açúcares não é tão pronunciada, mas, recentemente, houve um aumento significativo no emprego dessa matéria prima para a produção de etanol, com cerca de 1,6 bilhões de litros produzidos na temporada 2019/2020 (Companhia Nacional de Abastecimento, 2020). Com o Brasil se consolidando como um dos maiores produtores de milho, principalmente devido ao crescente cultivo na região Centro-Oeste, espera-se um aumento da produção de derivados de milho como um todo, o que inclui o xarope com alto teor de frutose. Portanto, com o potencial da produção agrícola brasileira, é possível prospectar o desenvolvimento de indústrias baseadas na obtenção de derivados de furanos em território brasileiro.

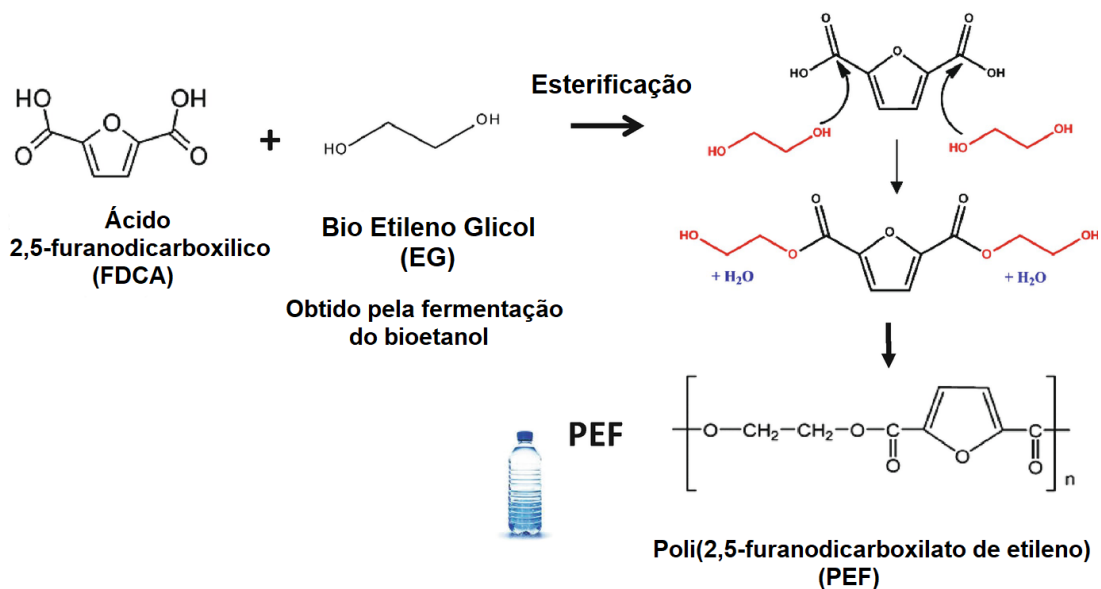
2.2.2 Monoetilenoglicol

O monoetilenoglicol é um produto muito bem consolidado na indústria, tradicionalmente derivado do petróleo, que é muito utilizado como fluido de refrigeração e como monômero na produção de PET. As rotas mais comumente empregadas para sua produção envolvem a hidratação do óxido de etileno, a reação do óxido de etileno com o dióxido de carbono ou a obtenção através de reações feitas com o gás de síntese (MARCHESAN et al., 2019).

Não obstante, a produção de monoetilenoglicol já tem exemplos em escala comercial que empregam o uso de matéria prima de origem vegetal. A rota de produção de monoetilenoglicol bioderivado em escala comercial envolve a desidratação do etanol para a produção de etileno, que é oxidado para que se converta em óxido de etileno, usado para a produção do MEG (TULLO, 2017). Entretanto, com o crescente apelo ambiental e a necessidade do desenvolvimento de tecnologias que promovam independência em relação ao petróleo. Empresas como Braskem, Haldor Topsoe e Avantium, por exemplo, já contam com unidades demonstrativas para a produção de MEG a partir de açúcares (BRASKEM, 2020; HOEK, 2021).

O uso do MEG na produção de PEF se dá nas etapas de formação dos ésteres policondensáveis, em uma reação na qual o ácido furanodicarboxílico ou seu éster reage formando o precursor do mero constituinte do polímero. A Figura 2.2 evidencia a reação de formação do polímero desde a reação entre o ácido furanodicarboxílico e o MEG.

Figura 2.2 – Reação entre o ácido furanodicarboxílico e o monoetilenoglicol.



Fonte: Adaptado de Guigo, Forestier e Sbirrazzuoli (2019).

No Brasil, a produção de monoetilenoglicol é limitada, sendo que boa parte do volume consumido internamente é importada, com cerca de 159.197 toneladas importadas no ano de 2020, segundo o Ministério da Economia (2021). O principal país de origem é a Índia, país de origem de *India Glycols*, uma das maiores fornecedoras de MEG do mundo e única a empregar

uma rota de produção do glicol bioderivado, utilizando a rota da desidratação do etanol. Há, no entanto, produção de MEG em território nacional, sendo a Oxiteno a principal fabricante, devido à expertise no trabalho com derivados de óxido de etileno (Associação Brasileira da Indústria Química, 2010; MARTINS; CARDOSO, 2005).

3 ANÁLISE DE MERCADO

O mercado do PEF ainda é pouco desenvolvido, motivo pelo qual compete, essencialmente, com o PET, cujas características e aplicações são semelhantes.

3.1 MERCADO DE POLIETILENO TEREFALATO

O uso de PET, tornou-se amplamente adotado para a produção de garrafas e embalagens de alimentos (ABIPET, 2013), utilizado principalmente para envase de bebidas carbonatadas, devido às propriedades mecânicas, térmicas e ao baixo custo de produção. Dessa forma, o PEF poderia substituir o PET nesse segmento, tornando-se o principal concorrente.

Em 2020, de acordo com a Mordor Intelligence (2020), o mercado mundial de PET atingiu US\$ 55,52 bilhões e deve chegar a US\$ 74,2 bilhões em 2026 com uma taxa de crescimento anual composta (CAGR) de 5% no período entre 2021 e 2026. As garrafas plásticas, por sua vez, têm previsão de crescimento de 8,6% até 2028. Segundo o 11º Censo de Reciclagem de PET no Brasil, em 2019, foram descartadas em torno de 565 toneladas de PET (ABIPET, 2020).

Assim, a tendência de sustentabilidade, que inclui a reciclagem e o uso de formas biodegradáveis de PET, deve aumentar durante o período previsto. O exponencial crescimento da reciclagem, com percentual superior ao dos vidros, justifica a permanência das embalagens de PET no mercado.

3.2 MERCADO DE BIOPLÁSTICOS

Em meio a preocupações com as consequências da crescente utilização de plásticos, a indústria de biopolímeros surge como alternativa sustentável, principalmente, para a indústria de embalagens. Nesse contexto, em 2020, o segmento de embalagens lidera o ranking de aplicações para bioplásticos com 0,99 milhões de toneladas, que corresponde a 47% do mercado total de bioplásticos (EUROPEAN BIOPLASTICS, 2020).

Os bioplásticos, no entanto, apresentam menos de 1% dos 368 milhões de toneladas de plásticos fabricados anualmente no mundo, de acordo com dados de 2020. Ainda assim, a produção de bioplásticos cresce, paulatinamente, e a expectativa da associação europeia é que a capacidade instalada alcance 2,87 milhões de toneladas em 2025 (EUROPEAN BIOPLASTICS, 2020). Outrossim, plásticos de base biológica e não biodegradáveis, como o PEF, constituem pouco mais de 40% da capacidade global de produção de bioplástico.

3.3 MERCADO DE POLIETILENO FURANOATO

De acordo com o Grand View Research (2020), o mercado global de furanoato de polietileno foi avaliado em US\$ 27,1 milhões em 2019 e deve se expandir à taxa composta de crescimento anual (CAGR) de 6,6% de 2020 a 2027. Isso decorre do aumento da demanda por soluções recicláveis de base biológica na indústria de embalagens, além da crescente demanda e conscientização dos consumidores.

Apesar de já existir tecnologia para fabricação de plásticos de origem biológica, o preço ainda é um desafio, pois pode chegar ao triplo do plástico convencional (JONES, 2020). Outrossim, o custo total previsto de operação da produção de PEF é €1.200/tonelada maior que o preço de mercado do PET, conforme relatório de análise de custos de produção de PEF realizado pela Intratec (2020 apud JENKINS, 2019). Porém, as projeções mostram que o preço de bioplásticos pode diminuir quando produzidos em larga escala, enquanto que o petróleo tende a aumentar o preço do PET convencional, visto que consistem em fonte não renovável.

3.4 COMPETIDORES DO POLIETILENO FURANOATO

As empresas envolvidas na produção de furanoato de polietileno estão empenhadas no desenvolvimento de processos e tecnologias inovadoras. De acordo com The Courier (2021), essas empresas buscam o licenciamento dessas tecnologias a terceiros para obter vantagens competitivas no mercado de PEF. A Avantium, por exemplo, desenvolveu a tecnologia YXY usada para produzir FDCA, o principal componente usado na fabricação de PEF. A empresa lançou um projeto denominado “*PEference*” em colaboração com a União Europeia para desenvolver a cadeia de abastecimento para FDCA e PEF.

Mundialmente, a Coca-Cola Company, a Danone, a ALPLA colaboram com a Avantium na Plataforma de Desenvolvimento Conjunto para garrafas PEF. Hoje, a Avantium está fornecendo aos seus parceiros de desenvolvimento PEF fabricado com material produzido em sua planta piloto Geleen, na Holanda. Outras empresas mundiais atuantes no mercado de PEF são: AVA Biochem, Corbion, Swicofil, Eastman Chemical, entre outras.

No Brasil, em 2018, foram comercializados 6,6 milhões de toneladas de plásticos, segundo Jones (2020). No entanto, não há empresas fabricantes de furanoato de polietileno. Apesar de não haver estatísticas quanto à produção e à venda desse produto, o país é um grande produtor de polímeros de origem renovável pela abundância de cana-de-açúcar e etanol.

O Complexo PQS, formado pela Companhia Petroquímica de Pernambuco (Petroquímica Suape) e a Companhia Integrada Têxtil de Pernambuco (Citepe), produz ácido tereftálico purificado e resina de PET, com capacidade de produção de 700 mil toneladas ao ano de ácido tereftálico purificado (PTA) e 450 mil toneladas/ano de resina PET, segundo dados da própria empresa (PQS, 2015). Dessa forma, o Brasil torna-se autossuficiente e exportador da resina.

3.5 MERCADO CONSUMIDOR DO POLIETILENO FURANOATO

A demanda por bioplásticos com propriedades parecidas com o PET concentra-se no setor de embalagens alimentícias e de bebidas. Apesar dos desafios enfrentados, o setor de embalagens no Brasil registrou um crescimento de 1,1% ao ano, segundo a Associação Brasileira de Embalagem (ABRE, 2019).

Em 2019, as exportações diretas do setor de embalagens tiveram um faturamento de US\$ 545,4 milhões, equivalente a 2,7% do valor de produção, sendo as embalagens plásticas com 30,6% do total exportado, com um decréscimo de 15% em relação ao ano anterior. As importações, por sua vez, movimentaram um total de US\$ 631,9 milhões, com o setor de plástico correspondente a 53,4% do total importado (ABRE, 2019).

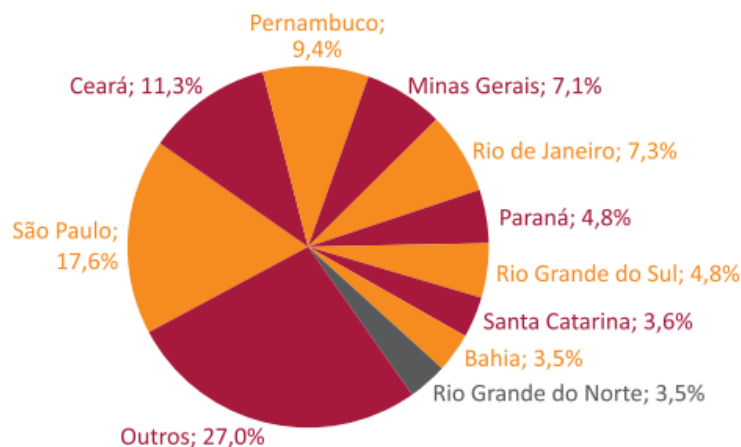
O segmento de garrafas plásticas liderou o mercado e respondeu por mais de 75,0% da receita global em 2019. Especificamente, o PEF é consumido preferencialmente na forma de garrafas e, devido às suas propriedades serem superiores ao PET, uma porcentagem significativa do mercado pode ser prevista para a utilização de embalagens deste material em bebidas gaseificadas.

Segundo Moblicci (2018), em 2017, foram comercializados 21,4 bilhões de litros de bebidas não-alcoólicas, os carbonatados representando 48% do volume, enquanto que águas engarrafadas e sucos representam 43% e 7% do volume, respectivamente.

De acordo com o dados da Pesquisa Industrial Anual de Produto do IBGE (2019), a fabricação de refrigerantes e outras bebidas não alcoólicas no Brasil, correspondeu, em 2017, a 74,6% do total produzido em milhares de litros, sendo que somente os refrigerantes alcançaram 72,1% do total produzido. Já no que diz respeito a quantidades vendidas, os refrigerantes se destacam chegando ao pico de participação com 83,6% em 2010.

As indústrias de bebidas brasileiras concentram-se mais significativamente nas regiões sudeste e nordeste, como ilustra a Figura 3.1.

Figura 3.1 – Distribuição Geográfica (%) das empresas brasileiras da indústria de bebidas não alcoólicas em 2017.



Fonte: (VIANA, 2019).

As empresas líderes do mercado brasileiro de bebidas não alcoólicas, apresentam empresas de destaque mundial, além de três empresas nacionais que têm atuação mais restrita a mercados regionais, conforme apresentado na Tabela 3.1.

Tabela 3.1 – Empresa líderes do mercado brasileiro de bebidas não alcoólicas.

Empresa ou Grupo Empresarial	Marcas mais consumidas	% do Mercado Nacional (em volume) no ano de 2018
The Coca Cola Company	Coca-cola, Fanta, Kwat, Del Valle, Coca-cola Zero, Sprite	30,6
Anheuser-Busch Inbev	Guaraná Antártica	5,3
Heineken NV	Guaraná Schin	3,7
Grupo Edson Queiroz	Água Mineral Indaiá	3,7
Pepsi Co. Inc.	Pepsi	3,6
Britvic Plc	-	0,8
Grupo Danone	-	0,7

Fonte: Adaptado de Viana (2019).

Essas empresas necessitam de grande quantidade de PET para as suas embalagens. A Tabela 3.2 apresenta os valores gastos em importação e exportação de politereftalato de etileno para os anos entre 2014 e 2017.

Tabela 3.2 – Valores de importação e exportação para o PET.

Ano	Importações		Exportações	
	Valor FOB (US\$)	Quilograma Líquido	Valor FOB (US\$)	Quilograma Líquido
2017	1.388.103	1.311.765	1.382.2020	1.441.000
2016	44.055.635	45.897.814	187.371.769	180.777.517
2015	59.419.224	51.009.259	104.479.500	91.376.440
2014	222.439.646	115.085.980	59.229.080	37.599.012

Fonte: Adaptado de Ministério da Indústria, Comércio Exterior e Serviços (2020a, 2020b).

Apesar da exportação ser maior do que a importação, percebe-se que o Brasil possui grande quantidade de PET, porém carece de alternativas sustentáveis, visto que não há produção significativa de biopolímeros no país e nenhuma produção de PEF. Nessa perspectiva, o PEF irá deslocar o mercado de PET, ganhando, principalmente, a fatia de mercado relativa à embalagens de bebidas e alimentos.

Dessa forma, verifica-se um cenário favorável à inserção de indústrias no ramo de biopolímeros, pois a demanda por estes é crescente e a oferta é pequena. Ao produzir o polímero no Brasil e em grande escala, não há preço de importação e sua comercialização será mais viável.

4 DEFINIÇÕES DA EMPRESA

A empresa irá produzir PEF com alta qualidade, de modo a trazer ao mercado consumidor um substituto sustentável ao PET. Objetiva-se ser referência em inovação e desenvolvimento de produtos com o menor impacto ambiental possível, contribuindo com o desenvolvimento sustentável.

4.1 LOCALIZAÇÃO

A fim de definir a melhor localização da unidade industrial, foi necessário realizar um levantamento onde foram considerados parâmetros que influenciam na tomada de decisão da construção e operação da planta. No Quadro 4.1, pode-se observar os resultados obtidos, em que o peso de cada fator foi baseado na influência do mesmo para a tomada de decisão, sendo que cada parâmetro varia de 1 (pouco relevante) a 5 (muito relevante).

Os fatores analisados foram a proximidade da matéria-prima, a existência de políticas estaduais e municipais de incentivo ao desenvolvimento industrial, proximidade do mercado consumidor, disponibilidade de área adequada para a instalação, considerações climáticas, considerações da comunidade local, entre outros.

Quadro 4.1 – Fatores que influenciam na tomada de decisão da localização da unidade industrial.

Item	Descrição	Peso na tomada de decisão				
		1	2	3	4	5
1	Proximidade da matéria-prima					X
2	Proximidade do mercado consumidor				X	
3	Disponibilidade da área adequada para a instalação					X
4	Considerações da comunidade local (saúde, educação, etc.)			X		
5	Considerações climáticas		X			
6	Incentivos fiscais (municipal, regional e estadual)			X		
7	Disponibilidade de mão de obra			X		
8	Disponibilidade de utilidades (água, energia, combustível)			X		

Fonte: Autores.

Ao analisar alguns fatores que estão dispostos no Quadro 4.1, destacam-se a proximidade da matéria-prima, disponibilidade da área adequada para a instalação e a proximidade do mercado consumidor como os mais relevantes.

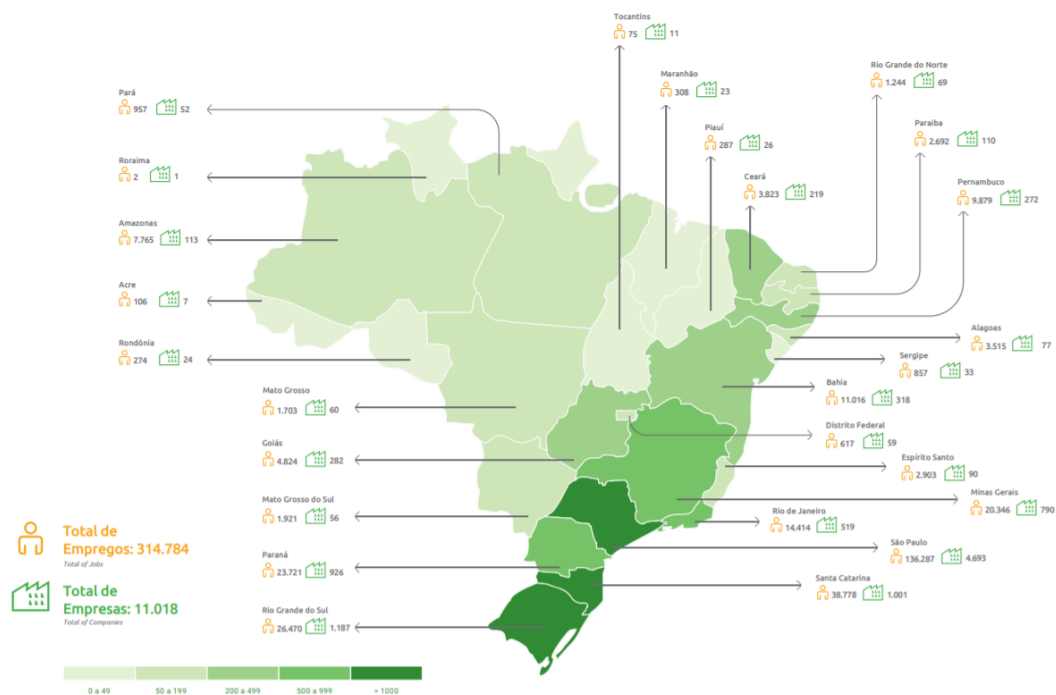
Portanto, para efetuarmos a análise, iremos realizar uma pré seleção das vinte e seis Unidades Federativas, selecionar uma adequando localização do mercado consumidor com matéria-prima, e, posteriormente, fazer o levantamento de três cidades-chave para a localização da empresa.

4.1.1 Localização do mercado consumidor

Considerando as características do produto, a empresa pretende comercializar pellets de resina PEF para indústrias de 3ª geração, no Brasil, as quais acrescentarão aditivos à resina e formarão, principalmente, *parisons* ou pré-formas para indústrias de embalagens de bebidas. Por esse motivo, é sabido que as indústrias consumidoras da empresa são as relacionadas ao setor de transformados de plásticos, como referenciado na cadeia produtiva do plástico (ABIPLAST, 2019).

Conforme observa-se na Figura 4.1, as Unidades Federativas com maior quantidade de empresas relacionadas à transformação de plástico são, respectivamente, São Paulo, Rio Grande do Sul e Santa Catarina. Portanto, a maior parte do mercado consumidor está localizado nestas áreas.

Figura 4.1 – Localização das empresas (2018) e empregos (2019) no setor de transformação de plásticos por estado.



Fonte: ABIPLAST (2019).

4.1.2 Localização da matéria-prima

A análise mais importante para a tomada de decisão é a localização da matéria-prima, pelo motivo de que o empreendimento precisa estar próximo da mesma, favorecendo uma grande economia no processo de fabricação do produto, ocasionado pela redução do custo de transporte e também pela agilidade com que as matérias primas são supridas.

Para a análise das melhores Unidades Federativas em relação à proximidade com a localização da matéria-prima, fez-se necessário adotar uma premissa para conseguir encontrar dados e fazer inferências perante à decisão. Como dados relacionados à produção do xarope de milho não são facilmente encontrados, a premissa realizada pelos autores foi que as empresas que produzem a matéria-prima estão próximas às fazendas de milho.

A Tabela 4.1 apresenta a produção 2020/2021 segundo o a CONAB (Companhia Nacional de Abastecimento). Pode-se perceber que os estados que mais produzem milho são Mato Grosso, Paraná e Goiás.

Tabela 4.1 – Produção de milho por Unidade Federativa.

Unidade Federativa	Produção (mil t)
Mato Grosso	34.721
Paraná	16.197
Goiás	11.949
Mato Grosso do Sul	9.401
Minas Gerais	7.702
São Paulo	4.619
Rio Grande do Sul	3.571
Santa Catarina	2.426
Rondônia	949

Fonte: CONAB (2021).

Pelo fato do maior consumidor do produto da empresa estar localizado nos estados de São Paulo, Rio Grande do Sul e Santa Catarina, infere-se que o estado mais conveniente para a produção do PEF seja o Paraná, pois faz fronteira com dois grandes estados consumidores e está relacionado à segunda maior produção de milho do Brasil.

De modo a validar a decisão, procuraram-se empresas produtoras de xarope de milho no estado do Paraná, essas informações estão dispostas na Tabela 4.2. Ao analisar o mercado das empresas produtoras de xarope de milho, ratificou-se a premissa realizada anteriormente, pois foram encontradas três empresas que fazem o processamento do milho e a produção do xarope no Paraná.

Tabela 4.2 – Empresas que produzem xarope de milho localizadas no Paraná.

Nome da empresa	Cidade localizada	Referência
Indemil	Paranavaí e Guaíra (PR)	(INDEMIL, 2021)
Cargill	Castro (PR)	(CARGILL, 2021)
Integrada	Andirá (PR)	(INTEGRADA, 2021)

Fonte: Indemil (2021), Cargill (2021), Integrada (2021).

4.1.3 Transporte para o escoamento da produção e matéria-prima

Para eleger a localização da melhor cidade do estado, referenciada na Tabela 4.2, analisou-se qual a distância da cidade relacionada a Curitiba (PR), visto que seria por essa cidade que cruzaria o transporte para o escoamento da produção. A disposição dessas informações estão listadas na Tabela 4.3.

Tabela 4.3 – Distância da cidade referenciada até Curitiba.

Cidade	Distância até Curitiba (km)
Paranavaí	505
Guaíra	643
Castro	177
Andirá	404

Fonte: Autores.

Logo, de acordo com a Tabela 4.3 é evidente que a cidade com menor distância para escoamento da produção é Castro, onde localiza-se a sede da Cargill.

4.1.4 Disponibilidade de área para a instalação

Ao estudar a viabilidade da instalação com proximidade à sede da Cargill, verificou-se ampla disponibilidade de área para a acomodação da empresa. Conforme, pode-se observar na Figura 4.2 a sede da Cargill se encontra em uma área onde há terrenos livres.

Figura 4.2 – Terrenos livres próximos à sede da Cargill.



Fonte: Google Maps (2021).

4.1.5 Incentivos fiscais

De acordo com o programa Paraná Competitivo, um projeto industrial com um montante de investimento superior a R\$ 3,6 milhões, pode aproveitar os seguintes benefícios como: parcelamento do ICMS incremental; deferimento do Imposto sobre Circulação de Mercadorias e Serviços (ICMS) nas operações de fornecimento de energia elétrica por empresa localizada em território paranaense e de fornecimento de gás natural pela Compagas; e transferência de créditos de ICMS próprio para aquisição de ativos (BRASIL, 2017).

Dessa forma, após a análise dos requerimentos do processo produtivo e das isenções fiscais oferecidas pelas cidades pré-selecionadas, definiu-se a cidade de Castro (PR), mais especificamente próxima à sede da Cargill, como localização do empreendimento industrial.

4.2 ESCALA DE PRODUÇÃO

A operação da planta industrial se dará 340 dias ao ano, considerando que haverá estoque de matéria prima para garantir as operações. Entretanto, de acordo com o item 2.8.7 da ABNT NBR 5462/1994, é necessário que haja intervalos predeterminados destinados à manutenção preventiva, a fim de reduzir a probabilidade de falha ou a degradação de algum equipamento. Por isso, é estabelecido um plano de manutenção com frequência atrelada ao tempo, o qual define que a cada ano a planta industrial deverá ser parada durante 25 dias para a realização da manutenção.

Deste modo, a planta irá operar 340 dias ao ano, em regime contínuo, durante 24 horas por dia. Para a garantia da manutenção da saúde dos colaboradores e da jornada de trabalho,

a operação será dividida em 3 turnos de 8 horas cada. Cada colaborador também tem direito a intervalos, sempre garantindo que haja o número mínimo de operadores necessários para manter a planta em funcionamento.

A produção foi definida em 10.000 toneladas de polietileno furanoato ao ano. Esse valor será utilizado posteriormente para os cálculos realizados. Considerou-se esse valor a partir da consideração de que o empreendimento terá uma capacidade de produção equivalente a 2% do consumo anual de resina PET no Brasil (ABIPET, 2021). Esse percentual foi considerado tendo em vista uma estimativa modesta de *market share* inicial da empresa no segmento, visto que o PEF ainda não é um produto tão consolidado quanto outros polímeros.

4.3 GESTÃO ESTRATÉGICA

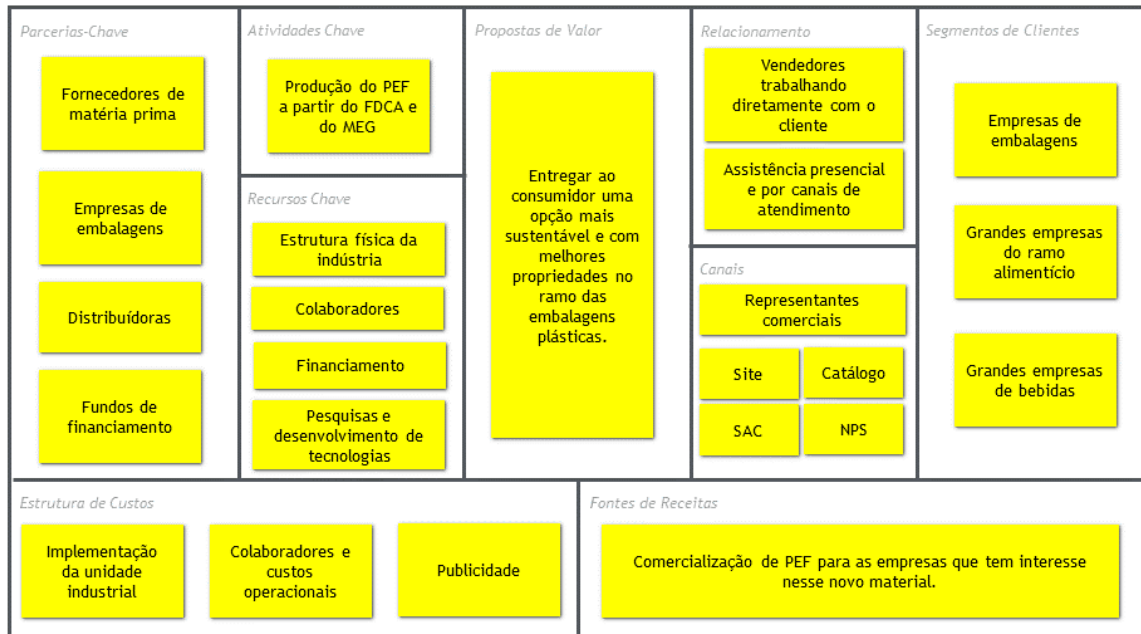
4.3.1 Modelo de Negócios CANVAS

A ferramenta Canvas será utilizada para a construção do modelo de negócios para cada produto, utilizando dados de apoio obtidos na literatura e em relatórios públicos. A metodologia é utilizada para o planejamento estratégico de empreendimentos, propondo um formato visual que facilita a visualização das partes fundamentais relacionadas à viabilização do negócio. Segundo Nonato (2019), o modelo Canvas preconiza a montagem de um mapa visual composto por nove regiões, que representam a proposta de valor do negócio, o relacionamento com os clientes, os segmentos de clientes, os canais, as atividades chave, os parceiros chave, os recursos chave, a estrutura de custos e o fluxo de receita.

Na Figura 4.3 são apresentados os pontos que definem o modelo de negócios da unidade industrial para a produção de PEF.

Figura 4.3 – Mapa visual do modelo de negócios para a produção do PEF.

CANVAS: PRODUÇÃO DE PEF



Fonte: Autores.

4.3.1.1 Proposta de Valor

A proposta de valor do negócio diz respeito a entregar uma opção mais sustentável e com melhores propriedades ao consumidor no ramo das embalagens plásticas. A ideia por detrás disso é propiciar ao crescente mercado de embalagens flexíveis uma alternativa para o PET, não proveniente de combustíveis fósseis.

Além disso, a Avantium (2017) afirma que o PEF produzido possui melhores propriedades mecânicas e de barreira que o polietileno tereftalato, mostrando que o produto pode conservar melhor alimentos e bebidas, durante um maior período de tempo. Deste modo, a proposta de valor da produção do PEF busca atingir o mercado de embalagens, entregando um produto com diferentes características que agregam valor ao público alvo.

4.3.1.2 Segmento de Clientes

O mercado mundial está cada vez mais aberto a novas tecnologias e soluções mais sustentáveis, o que é observado também no ramo das embalagens. Sabendo disso, e considerando

também as melhores condições do PEF para o uso nesse ramo, um dos principais segmentos de clientes a ser atingido são as empresas de embalagens. Para elas, serão vendidos pellets de PEF a fim de que sejam transformados nos mais diferentes tipos de embalagens.

Sabendo que há grandes empresas do ramo alimentício e do comércio de bebidas que buscam alternativas cada vez mais sustentáveis para seus processos, ambos também são segmentos chave de potenciais clientes.

4.3.1.3 *Canais*

A venda dos produtos fica a cargo dos representantes comerciais da empresa, os quais entram em contato com os potenciais clientes para a realização da venda do produto. Aliado ao trabalho destes colaboradores, um outro canal é o catálogo disponibilizado para que os clientes conheçam os produtos e seus respectivos preços.

Também servirá como um canal de contato o site da empresa, o qual busca dar visibilidade e atuar na prospecção de clientes por marketing passivo. Um Serviço de Atendimento ao Consumidor (SAC) também será utilizado para que seja possível dar assistência aos clientes, utilizando também o *Net Promoter Score* (NPS) como um canal de avaliação da satisfação e fidelidade dos clientes.

4.3.1.4 *Relacionamento com o Cliente*

O relacionamento com os clientes será realizado através dos vendedores, os quais atuarão diretamente junto ao cliente para que haja um contato mais próximo e uma maior empatia na hora da venda, possibilitando uma maior conversão dos possíveis clientes.

Além disso, tais vendedores, ao realizarem visitas comerciais periódicas aos clientes, poderão dar orientações e assistência, criando uma experiência personalizada e fomentando o sentimento de valorização da empresa pelo cliente. Quando algo é necessário e a visita não foi realizada, também serão disponibilizados canais de atendimento a fim de melhor atender os clientes.

4.3.1.5 *Atividades-chave*

A atividade chave da empresa é a produção do PEF a partir do FDCA e do MEG. O polímero produzido é um substituto mais sustentável ao PET, que hoje domina o mercado das embalagens, principalmente quando se tratam de garrafas de plástico.

4.3.1.6 *Recursos Principais*

Os principais recursos que a empresa demanda para a comercialização dos produtos constituem na estrutura física da mesma, no que diz respeito tanto ao espaço físico quanto aos equipamentos e materiais necessários para a produção do PEF. Além disso, são necessários colaboradores para que a unidade industrial possa ser mantida em funcionamento.

Para que isso seja possível, será necessário financiamento para custear a produção da empresa num primeiro momento.

4.3.1.7 *Parcerias Principais*

As parcerias principais para garantir o pleno funcionamento do empreendimento consistem nas empresas fornecedoras de matérias primas, tanto para a produção do FDCA quanto para a produção do PEF. Também entram aqui as empresas de embalagens que serão nosso principal mercado consumidor, as distribuidoras, que garantirão que o produto seja entregue aos clientes e os fundos de financiamento, que tornarão a fabricação do PEF financeiramente possível.

4.3.1.8 *Fontes de Receita*

A principal fonte de receita da empresa vem da comercialização do polietileno furanoato às empresas de embalagens, principalmente dos setores alimentício e de bebidas. Estes últimos se tornam chave pois as características mecânicas e de barreira do PEF melhoram a conservação do produto final que estará dentro da embalagem, o que agrega ainda mais valor ao produto final.

4.3.1.9 *Estrutura de Custos*

Os principais custos a serem levados em conta neste momento são a implementação da unidade industrial, a qual representa uma fatia considerável das receitas. Além disso, também é necessário pensar a respeito dos custos demandados para pagar os colaboradores que mantêm o funcionamento da unidade e nos demais custos operacionais, como manutenções, energia elétrica, insumos, entre outros. Por último, é importante considerar a publicidade, que será realizada externamente a empresa e, portanto, representa um custo do processo de venda do polietileno furanoato.

4.3.2 Crença, Missão, Visão e Valores

A crença, missão, visão e valores são importantes definições estratégicas que irão nortear todo o embasamento do planejamento relacionado a objetivos da empresa, pois servirão de norte para a tomada de decisão sobre os mesmos.

4.3.2.1 Crença

A crença está relacionada ao que a empresa acredita. Para a empresa, o futuro está baseado em produzir mais poluindo menos.

4.3.2.2 Missão

A missão define qual o propósito de a empresa existir. Estamos aqui para favorecer melhorias em todos os ecossistemas do planeta através da produção de plásticos sustentáveis, garantindo um produto de qualidade mantendo as propriedades dos produtos similares.

4.3.2.3 Visão

A visão nos diz onde a empresa quer chegar, num período de tempo. A nossa meta é, até 2024, ser referência no mercado de produção de PEF a nível Brasil, favorecendo o crescimento do mercado.

4.3.2.4 Valores

Os valores estão ligados a maneira como todos na empresa agem, no que acreditam e vivenciam dia a dia. Os valores da empresa estão descritos na Tabela 4.4.

Tabela 4.4 – Descrição dos valores da empresa.

Valor	Descrição
O destino	Temos orgulho em nos preocupar com o mundo em que vivemos, buscamos dialogar com os ecossistemas e entregar soluções que impactem o ambiente e a sociedade.
A viagem	A embarcação que nos leva longe é velejada pela ação de todos. Cada colaborador é especial e tem o seu propósito em fazer parte da organização.
A vela	Os clientes são o principal motor do nosso barco, sem eles, a embarcação não iria à frente. Por isso, prezamos e cuidamos de cada um.
O casco	O que nos mantém navegando sempre em frente, é a nossa capacidade de nos desenvolver e melhorar as nossas soluções, fortalecendo a estrutura da nossa organização.
O trajeto	Sabemos que o trajeto nunca será fácil, tempestades vêm e vão, isso nos mantém focados em realizar mais e melhor.

Fonte: Autores.

4.4 COMERCIALIZAÇÃO

A comercialização do PEF produzido pela empresa será realizado por *bigbas de pellets* com capacidade de uma tonelada, sendo a empresa TWR responsável pelo transporte e entrega do produto aos clientes. Essa empresa está localizada em Ponta Grossa (PR), aproximadamente 60 km de distância da sede da empresa. Além desta, destacam-se as transportadoras Sudoeste Transportes, Gamper Transportes, que poderiam servir de base para novos transportes.

4.5 EXIGÊNCIAS LEGAIS

4.5.1 Licenciamento ambiental

Esta licença é necessária para a instalação, ampliação, modificação e operação de atividades e empreendimentos que utilizam recursos naturais, ou que sejam potencialmente poluidores que possam causar danos ambientais. Este procedimento administrativo é realizado pelo órgão ambiental competente, que pode ser federal, estadual ou municipal.

A partir da legislação conhecida como Lei da Política Nacional do Meio Ambiente, lei Federal nº 6.938, de 31 de agosto de 1981, o licenciamento é um dos artifícios de gestão ambiental. Nesta licença ambiental são avaliados impactos gerados pelo negócio, tais como: resíduos sólidos, emissões atmosféricas, seu potencial ou sua capacidade de gerar líquidos poluentes, dentre outros (BRASIL, 1981).

5 CONTROLE DE QUALIDADE

Como o plástico de PEF é usado prioritariamente na indústria de embalagens, deve-se ter análises de matéria-prima recebida e do produto final, bem como ao longo do processo produtivo, de modo a garantir melhores rendimentos e qualidade.

De acordo com a Fagundes, Figueiredo e Heldt (2016), o MEG é commodity internacional e seu processo de aquisição não tem complicações, pois já possui uma ficha de produto crítico com especificações, uma lista de fornecedores homologados pela empresa, bem como um laudo de Certificado de Análise (COA).

A glicose também apresenta uma ficha de especificações com os dados necessários para a determinação da qualidade. As análises realizadas visam garantir que o MEG adquirido esteja de acordo com as especificações de venda determinadas no Anexo A.

Mesmo nessas condições, uma amostra sempre é recolhida quando um lote de produto chega à Empresa, para que os parâmetros sejam analisados conforme às especificações. A análise visual da carreta que transporta o produto também é importante, visto as possíveis contaminações que possam ser provenientes da própria carreta.

Durante o processo, utilizam-se análises de cromatografia líquida (HPLC), pois é importante monitorar a concentração dos compostos nos reatores de maneira a prevenir problemas operacionais.

As embalagens e materiais que entram em contato com alimentos também podem transferir substâncias que representam risco à saúde dos consumidores. Por isso, a empresa possui certificação NBR ISO9001 que garante as normas de produção e controle de qualidade estabelecidos internacionalmente. Além disso, segue as Resoluções da Diretoria Colegiada da ANVISA, que dispõem sobre boas práticas a serem seguidas e limitações quanto a materiais e aditivos na produção de uma embalagem (ANVISA, 2001).

Os regulamentos de materiais definem parâmetros de migração total, migração específica e de composição. Quando estes parâmetros estiverem definidos no regulamento do material, é necessário realizar análise para comprovar sua adequação. Migração é a transferência de componentes do material em contato com alimentos para estes produtos. A migração depende de alguns fatores como composição e processo de fabricação do material de embalagem, concentração da substância no material, composição do alimento, afinidade dos componentes do alimento pela substância e tempo e temperatura de contato.

De acordo com ANVISA (2020), o limite de composição é a quantidade máxima permitida de um componente particular de interesse toxicológico admitida no material em contato com alimentos (RDC nº 91/01). Os testes microbiológicos necessários principalmente para embalagens de sucos, refrescos, refrigerantes, e alimentos embalados e congelados, são referentes à presença de coliformes à 45°C/g, uma vez que a presença de coliformes demonstra as condições de higiene, limpeza e sanificação da matéria.

A água utilizada também deve passar por testes de contaminação. São realizadas análises físico químicas para avaliação de pH, turbidez e dureza total da água utilizada no processo. Segundo a portaria 05/2017, o pH deve-se encontrar entre 6,0 e 9,5, a turbidez deve ser de até 5 unidade nefelométricas de turbidez em qualquer ponto e a dureza total deve ter valor máximo permitido de 500 (Fundação Nacional de Saúde, 2013).

Quando se trata de da fabricação de plásticos, outras análises devem ser realizadas. O plastômetro, indica o índice de fluidez e determina para qual fim o material pode ser utilizado. Também é importante uma balança determinadora de umidade, pois um excesso de umidade pode ser difícil de ser retirado e impossibilitar ou encarecer o uso do plástico. O colorímetro, por sua vez, auxilia na identificação do quão preto ou branco um material está e é necessário para estabelecer um padrão definido no produto final (Tudo sobre Plásticos, 2003).

Outro parâmetro importante de ser analisado em plásticos é a determinação da massa molar, pois auxilia na definição de propriedades melhores e mais específicas. Uma das opções para fornecer esse resultado é a medição da viscosidade intrínseca por meio de um viscosímetro Cannon-Fenske a 30 °C para medir a viscosidade relativa, e assim converte-la em viscosidade intrínseca, conforme citado na literatura por Mancini, Almeida e Matos (2004).

Por fim, conforme a patente US 2014/0336349 as resinas de PEF também são submetidas a testes de tração usando um reômetro rotacional, mais especificamente instrumento ARES-G2. Os filmes PEF mostram um rendimento muito pronunciado, com endurecimento por deformação em altas extensões. Uma extrusora de laboratório é necessária para desenvolver amostras de filmes que serão submetidas a testes de tração (WATERS, 2021).

6 DEFINIÇÕES DO PROCESSO

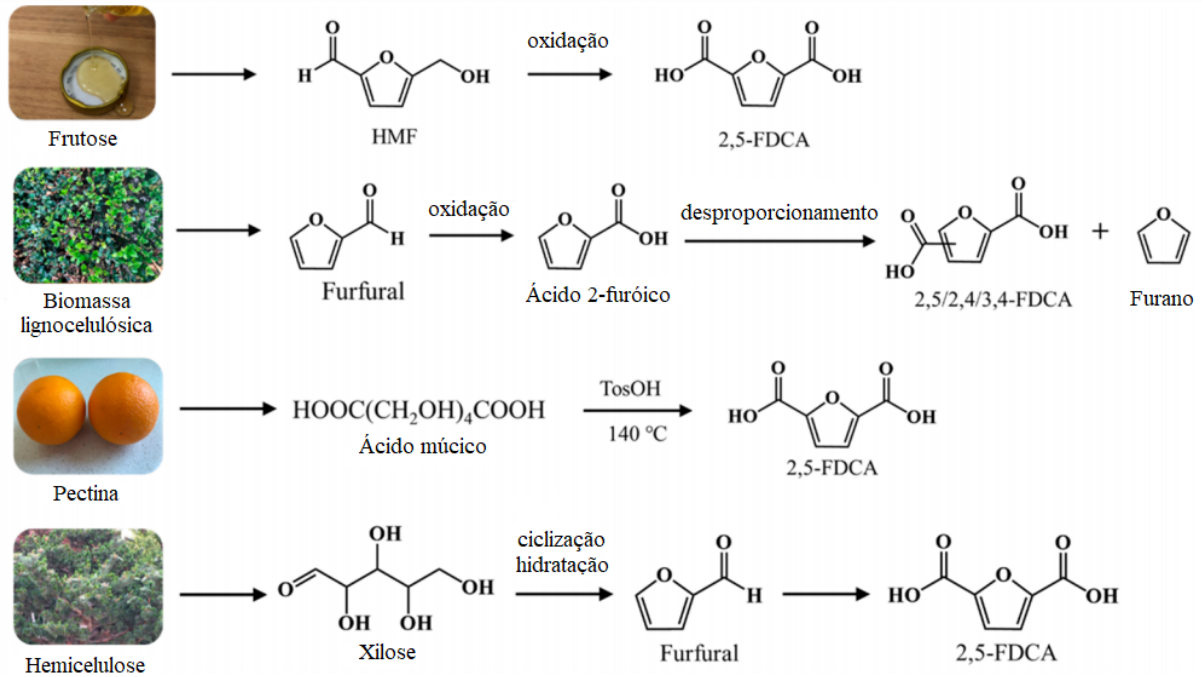
6.1 ROTA SINTÉTICA

A produção do PEF passa, necessariamente, pela obtenção de ácido 2,5-furanodicarboxílico (FDCA), precursor que reage com o MEG para a formação da cadeia do polímero. As reações de polimerização podem utilizar derivados do FDCA, como o seu diéster metílico (DMFD), haja vista que sua purificação é mais simples e eficiente comparativamente ao ácido. O FDCA pode ser obtido de diferentes formas, sendo a oxidação do 5-hidroximetilfurfural (HMF) ou do 5-metoximetilfurfural (MMF) as opções mais viáveis. Já a produção desses intermediários se dá a partir da desidratação de hexoses, como a glicose e a frutose, a qual proporciona maior seletividade. A seguir, são discutidos em maiores detalhes as razões pelas quais se opta pela rota sintética descrita, comparando diferentes opções para a obtenção de cada composto.

6.1.1 Intermediários para a produção de FDCA

O processo de produção do FDCA se dá, fundamentalmente, pela oxidação de um reagente primário. Na literatura, encontram-se diferentes rotas para a produção do FDCA, sendo o furfural, o 5-hidroximetilfurfural e o ácido múcico alguns dos principais reagentes empregados na sua produção (FEI et al., 2020). A Figura 6.1 resume as rotas sintéticas empregadas na produção do FDCA, desde a fonte dos intermediários, passando pelas principais etapas das reações até o produto final.

Figura 6.1 – Principais rotas sintéticas para a produção de FDCA.



Fonte: Adaptado de Fei et al. (2020)

Dentre essas rotas, a mais usual e que contém mais dados na literatura é a que utiliza a oxidação do HMF. Como exemplos da aplicação desses caminhos reacionais, tem-se os processos desenvolvidos pelas empresas Avantium e AVA Biochem, que utilizam o HMF ou seus éteres como reagentes na obtenção do FDCA (WOJCIESZAK; ITABAIANA, 2020; AVA Biochem, 2021).

Além do HMF, a literatura também revela o uso de seus derivados na produção do FDCA. Os derivados de HMF passíveis de serem empregados na oxidação a FDCA são seus éteres metílico (MMF) e etílico (EMF), assim como o seu acetato (AMF) e cloreto (CMF) (JANKA et al., 2017).

O principal impasse na produção de HMF consiste no baixo rendimento obtido, mesmo quando produzido a partir da frutose e em meio reacional bifásico se mantém em torno de 50%. Isso ocorre devido à baixa estabilidade do HMF em meio aquoso, o qual se reidrata formando ácido levulínico e ácido fórmico.

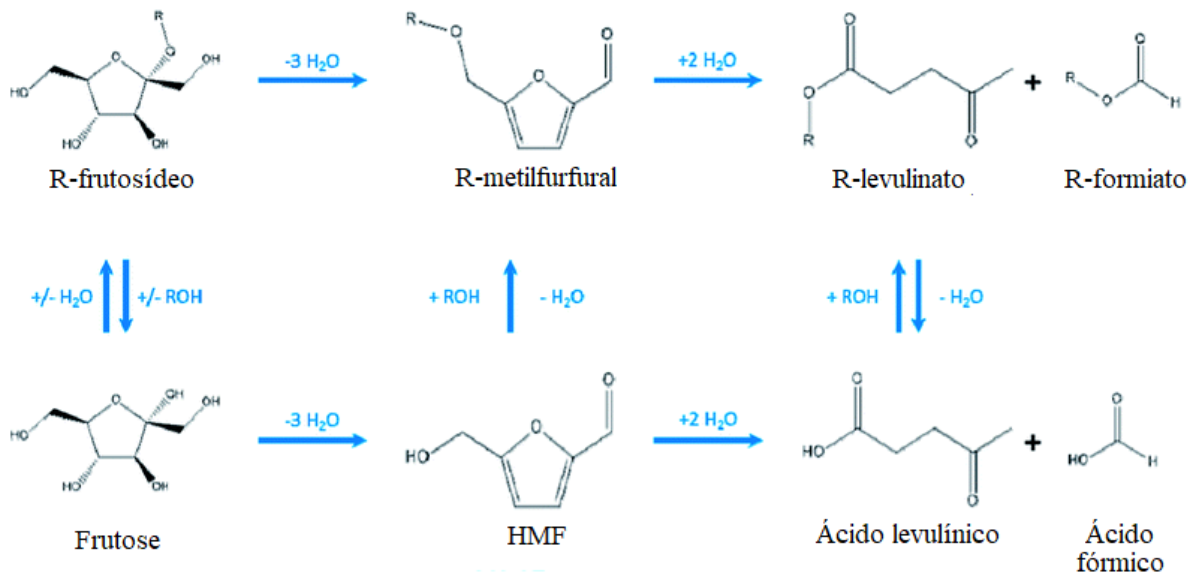
Como a reação ocorre em meio aquoso, existe a possibilidade de utilizar solvente orgânico no meio reacional para que o HMF seja retirado do meio aquoso e isolado em meio orgânico assim que formado, a fim de evitar reidratação (PEDERSEN et al., 2011). Porém, esse processo exige 100 partes em volume de solução aquosa para cada parte de solução orgânica, o que demanda alto gasto em energia, visto que o HMF deve ser recuperado da fase orgânica por extração, por exemplo, por evaporação e cristalização.

A utilização desses intermediários é justificada pela sua maior estabilidade, sobretudo

em ambientes ácidos e com altas temperaturas (MASCAL, 2015). Atualmente, o metoximetilfurfural (MMF), no entanto, é o que apresenta maior potencial - entre os intermediários citados esse é o mais recorrentemente utilizado como reagente de partida nos processos registrados na literatura de patentes. O MMF é, inclusive, a essência da tecnologia YXY[®] de propriedade da Avantium, sendo o principal substrato empregado na produção de FDCA pela empresa (AVANTIUM, 2017).

Outra vantagem do MMF é ser facilmente recuperado por destilação sem se degradar. Fora isso, a formação de huminas é evitada com o MMF, mesmo que esta molécula ainda sofra com a decomposição do anel furânico, gerando levulinato e formiato de metila (EERHART et al., 2014). A Figura 6.2 mostra as reações pelas quais se pode chegar até o MMF, tanto a partir da formação preliminar de frutósídeos quanto pela eterificação do HMF.

Figura 6.2 – Possibilidades de síntese do MMF.



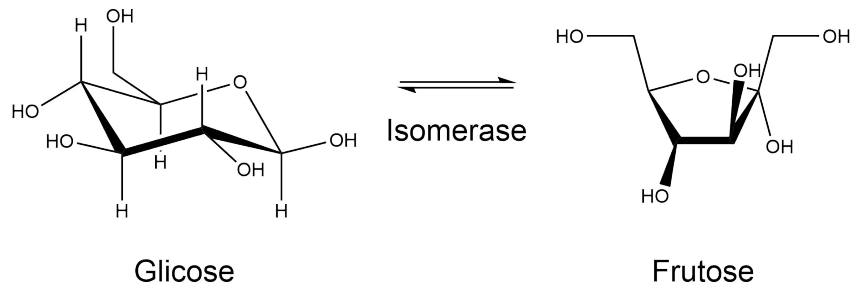
Fonte: Adaptado de Eerhart et al. (2014)

O MMF e o HMF são produzidos a partir da desidratação de hexoses, como glicose e frutose. A frutose é uma hexose considerada mais reativa quando comparada à glicose, apresentando melhor seletividade para a produção de MMF (PEDERSEN et al., 2011; ALMEIDA et al., 2016; MELO, 2016). A frutose apresenta uma organização espacial mais próxima ao MMF, comparativamente à glicose, o que explica, em parte, a maior seletividade.

A frutose é um monossacarídeo encontrado naturalmente nas frutas, no mel e na constituição da inulina, polissacarídeo presente em alguns vegetais, por exemplo. Sua obtenção em escala industrial é feita através da isomerização da glicose que, por sua vez, é um açúcar facilmente obtido através da sacarificação de fontes amiláceas. A conversão de glicose em frutose é feita na presença de um catalisador, desde zeólita até enzimas (glicose isomerases) imobiliza-

das, as quais estão presentes nos processos mais bem consolidados para produção de xaropes de frutose para a indústria alimentícia. A conversão da glicose em frutose é representada pela Figura 6.3.

Figura 6.3 – Isomerização da glicose em frutose.



Fonte: Autores.

Mesmo quando empregada como reagente de partida na produção de HMF ou MMF, a glicose necessita de um catalisador que possibilite a isomerização em frutose como primeira etapa reacional, o que possibilita a formação da estrutura cíclica com 4 átomos de carbono e um átomo de oxigênio. Assim, uma boa opção é utilizar a frutose pura como material de partida, o que elimina a necessidade de uso da catalisadores bifuncionais na reação de desidratação e diminui o tempo necessário para a conversão nos produtos desejados, conforme citado por Van Putten et al. (2013).

A matéria prima mais comum utilizada na obtenção de frutose por isomerização é o xarope de glicose de milho, devido à características como o preço e disponibilidade. Este tipo de xarope contém, comumente, de 94% a 96% de glicose (em base seca), sendo a porcentagem complementar da massa de sólidos composta por oligômeros não hidrolisados na sacarificação do amido de milho.

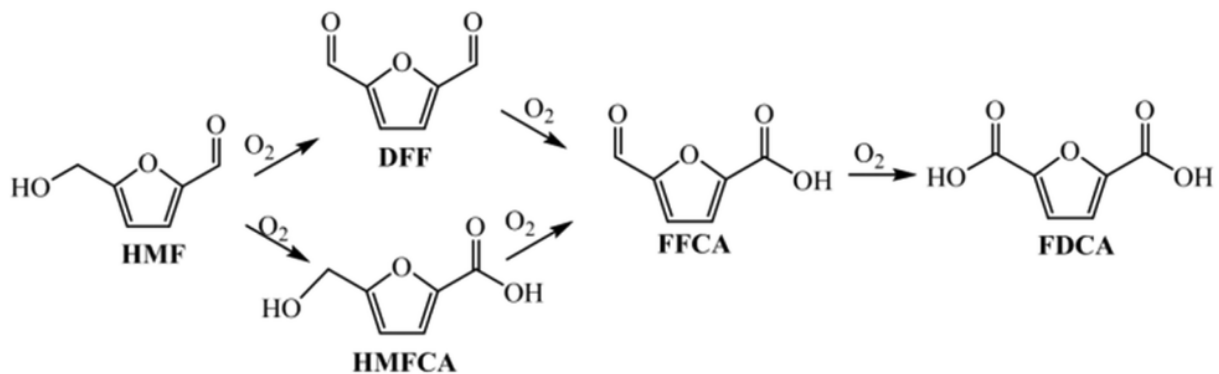
Com a reação de isomerização, obtém-se um xarope com teor de 42% de frutose, normalmente, devido ao equilíbrio químico que se impõe. Assim, o xarope de glicose pode ser isomerizado até o teor de 42% de frutose, sendo submetido à etapas posteriores de fracionamento que permitam o reciclo da glicose para a etapa reacional. Na separação dos açúcares, a frutose é obtida em alta concentração na forma de xarope, que pode ser submetido a etapas de evaporação e cristalização. Assim, consegue-se o açúcar desejado em sua forma sólida e praticamente isenta de água.

6.1.2 Produção do FDCA

A produção do FDCA a partir da oxidação do HMF ou do MMF segue uma série de reações até a síntese do produto final. No caminho até a obtenção do ácido, há reações paralelas que podem representar problemas relacionados à pureza do produto final e, portanto, sua qualidade para uso posterior.

Utilizando-se o HMF como reagente inicial, a oxidação ocorre em três etapas, dando-se nos grupos funcionais aldeído ou álcool da molécula, o que abre a possibilidade para geração de dois intermediários distintos na primeira etapa: o diformilfurano (DFF), com a oxidação do grupo álcool, e o ácido (hidroximetil)furanodicarboxílico (HMFCa), com a oxidação do grupo aldeído (HAN et al., 2017). Na segunda etapa, a oxidação se dá pela ação em um dos grupos funcionais aldeído do DFF ou no grupo álcool do HMFCa, levando à formação do ácido (formil)furanodicarboxílico (FFCA), como mostra a Figura 6.4. O FFCA é um furano bifuncional, com grupos ácido carboxílico e aldeído. Este último, na terceira etapa da reação de conversão de HMF a FDCA, é oxidado para dar origem a um novo grupo carboxílico. Obtém-se, após todas essas etapas, a molécula de FDCA.

Figura 6.4 – Etapas da oxidação do HMF até o FDCA.



Fonte: Han et al. (2017)

De acordo com Chen et al. (2021), a etapa determinante na velocidade da reação global é a oxidação do FFCA a FDCA, sendo que o caminho de chegada até o FFCA, partindo do HMF, pode passar tanto pelo DFF quanto pelo HMFCa. A passagem por um caminho ou outro depende das condições reacionais, como o uso de tipos diferentes de catalisadores e pH's do meio reacional, por exemplo (JENSEN; RIISAGER, 2019). O fato de a oxidação do FFCA ser a etapa determinante da velocidade se reflete na composição da mistura reacional obtida que, geralmente, contém quantidades não desprezíveis de FFCA não reagido para serem separadas do produto principal. Maiores temperaturas favorecem a oxidação de FFCA, melhorando a seletividade para o FDCA (LI et al., 2016). Isso explica os arranjos comumente observados em que a oxidação se dá em duas etapas, sendo a segunda conduzida em maior temperatura para favorecer a conversão de FFCA em FDCA.

Os catalisadores empregados na síntese de FDCA a partir do HMF variam enormemente, como pode ser observado na maioria das revisões publicadas na literatura. Há muitos trabalhos que utilizam catálise heterogênea, empregando-se metais nobres, de transição ou hidrotalcitas, principalmente (CHEN et al., 2021). A escolha pela catálise heterogênea acarreta em um problema, todavia: devido à baixa solubilidade do FDCA na maioria dos solventes, é muito provável que ele se cristalice na superfície do catalisador, inativando-o durante sua formação

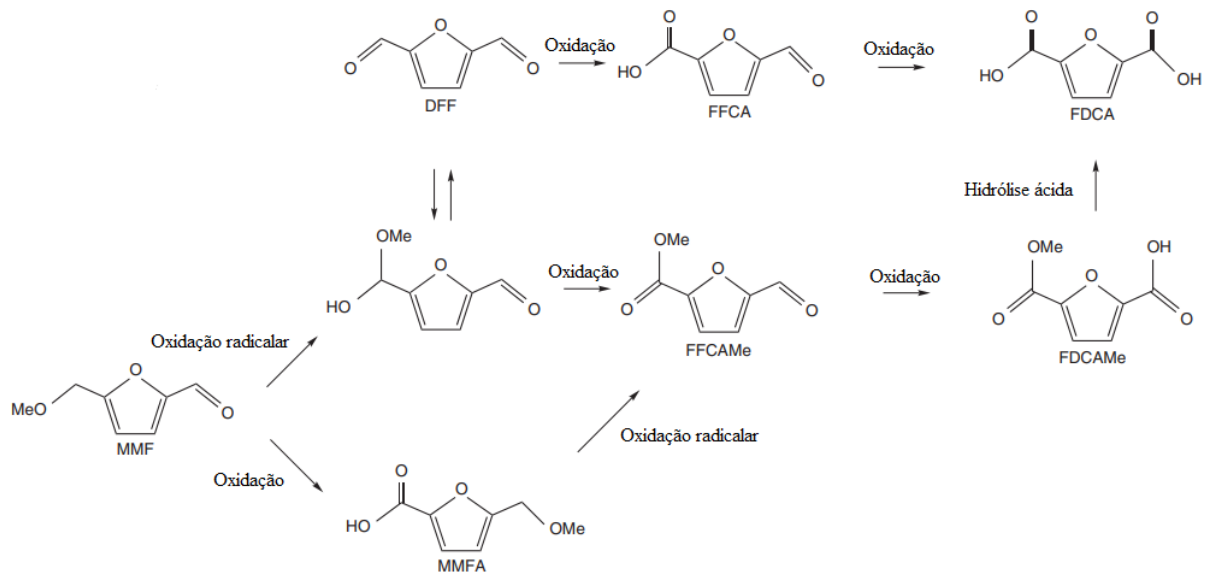
no reator. A baixa solubilidade do FDCA, especialmente em temperaturas mais baixas, é o que também permite que ele seja separado por cristalização após a unidade de reação (ZHANG et al., 2018).

Há, também, a utilização de sistemas homogêneos, principalmente em trabalhos publicados na literatura de patentes. Nesse caso, os catalisadores mais utilizados são aqueles compostos por sais ou ácidos de cobalto, manganês e bromo. Tal composição de catalisadores é derivada do processo Amoco de produção de ácido tereftálico purificado (PTA), em que o p-xileno é oxidado em uma reação conduzida em ácido acético, utilizando-se oxigênio gasoso como oxidante (CHAUVE; LEFEBVRE, 1989). Processos desenvolvidos para a produção de ácido furanodicarboxílico pelas empresas Avantium e Eastman Chemical, maiores detentoras de patentes com perspectivas de implementação em larga escala atualmente, usam como base esse processo já conhecido há muito tempo.

Trabalhos na literatura indicam rendimentos de até 99,5% para FDCA com a oxidação de HMF a partir do sistema análogo ao do processo Amoco (JENSEN; RIISAGER, 2019). A utilização do catalisador composto pela mistura de sais de cobalto e manganês e ácidos de bromo, em ácido acético, favorece o mecanismo de reação em que a primeira oxidação do HMF gera DFF (ZUO et al., 2017).

A formação do FDCA a partir do MMF pode passar por uma série de reações paralelas. Na utilização do sistema com catalisadores de manganês, cobalto e bromo, a rede de reações de conversão do MMF até FDCA pode ser vista na representação da Figura 6.5. O uso da oxidação aeróbia, analogamente ao processo Amoco para a produção de PTA, é vantajoso no sentido de que se pode utilizar oxigênio puro ou ar atmosférico como agente oxidante, permitindo ainda a recuperação do catalisador. O processo original usa altas temperaturas, o que exige grande adaptação quando aplicado à oxidação de moléculas mais sensíveis como HMF. Quando o MMF é utilizado como reagente de partida, temperaturas mais altas podem ser utilizadas (STAHL; ALSTERS, 2016).

Figura 6.5 – Rede de reações possíveis para a oxidação do MMF até FDCA para o processo Amoco adaptado.



Fonte: Adaptado de Stahl e Alsters (2016).

Ao final da sequência de reações, obtém-se como produtos majoritários o FDCA, seu metil éster (FDCA-Me) e o ácido (formil)furanodicarboxílico (FFCA) não oxidado. Para a obtenção do FDCA purificado, os processos de separação podem ser um desafio muito grande, especialmente considerando que a semelhança química das moléculas e a baixíssima solubilidade dos produtos formados, mesmo dentro dos reatores de oxidação, favorece a precipitação de FDCA com moléculas de FDCA-Me e FFCA associadas. Recentemente, no entanto, o desenvolvimento de tecnologias no setor têm focado na obtenção dos ésteres de FDCA, que são purificados mais facilmente, de modo que a presença do hemiéster FDCA-Me no produto obtido da oxidação não representa um empecilho (SHAIKH et al., 2013).

Uma das principais problemáticas reside na presença do FFCA, que confere cor ao produto e acarreta na terminação da cadeia polimérica durante a produção de PEF, o que afeta as propriedades do material. Além disso, a cor também é relevante na produção do polímero, o qual ganha um aspecto âmbar quando o FFCA ou outras impurezas não são separadas adequadamente na obtenção dos monômeros.

As tecnologias desenvolvidas pelas empresas Avantium e Eastman Chemical são, atualmente, as mais relevantes em termos de escala com informações disponíveis na literatura de patentes. Há rotas tecnológicas semelhantes desenvolvidas por companhias como Archer Daniels Midland, que fazem uso de catalisadores compostos pelos mesmos elementos, mas capazes de lidar com baixas quantidades de reagente na alimentação, o que diminui a eficiência produtiva, sobretudo em termos energéticos (MCQUEEN; WILL, 2009). Portanto, para o projeto de processo desenvolvido neste trabalho, optou-se pelas tecnologias relacionadas aos processos desenvolvidos pela Eastman Chemical e pela Avantium (Tecnologia YXY[®]), que têm maiores

apelos em relação à rendimentos, maturidade tecnológica e custos (STAHL; ALSTERS, 2016).

6.1.3 Produção e purificação de DMFD

O ácido 2,5-furanodicarboxílico (FDCA) bruto obtido pelos processos de oxidação deve ser purificado antes da etapa de polimerização. Portanto, há necessidade de um processo para a purificação do FDCA bruto que seja viável comercialmente, com alto rendimento e baixo custo.

Embora se afirme que o FDCA purificado pode ser obtido por alguns processos de lavagem, filtração e cristalização, observa-se que o produto purificado ainda pode conter uma quantidade significativa de FFCA em seus cristais. No entanto, concentrações significativas de moléculas mono-funcionais no produto são particularmente prejudiciais para os processos de polimerização, pois podem atuar como terminadores de cadeia durante uma reação de policondensação. Além disso, o problema relacionado à coloração âmbar do polímero obtido através de monômeros com alto teor de contaminantes acaba sendo um fator de desvalorização do produto final, uma vez que se almeja a utilização de um material com um grau de transparência muito alto - sobretudo em embalagens para bebidas e alimentos, um dos segmentos com maior potencial para aplicação do PEF.

Tendo em vista a dificuldade de separação de FDCA e FFCA, a Avantium emprega um método de purificação análogo ao do ácido tereftálico bruto que contém ácido 4-carbonilbenzóico como subproduto. Assim, o FDCA bruto é submetido à hidrogenação seletiva, a fim de converter subprodutos, como compostos colorantes e FFCA, em produtos mais inócuos que podem ser mais facilmente separados do FDCA.

De acordo com o processo descrito por Almeida et al. (2016), dissolve-se pelo menos parte do produto de oxidação em um solvente polar para obter uma solução do produto de oxidação, compreendendo FDCA, FFCA e ésteres de FDCA e FFCA. A etapa conta com uma pré-purificação do FDCA que envolve cristalização, filtração e lavagem.

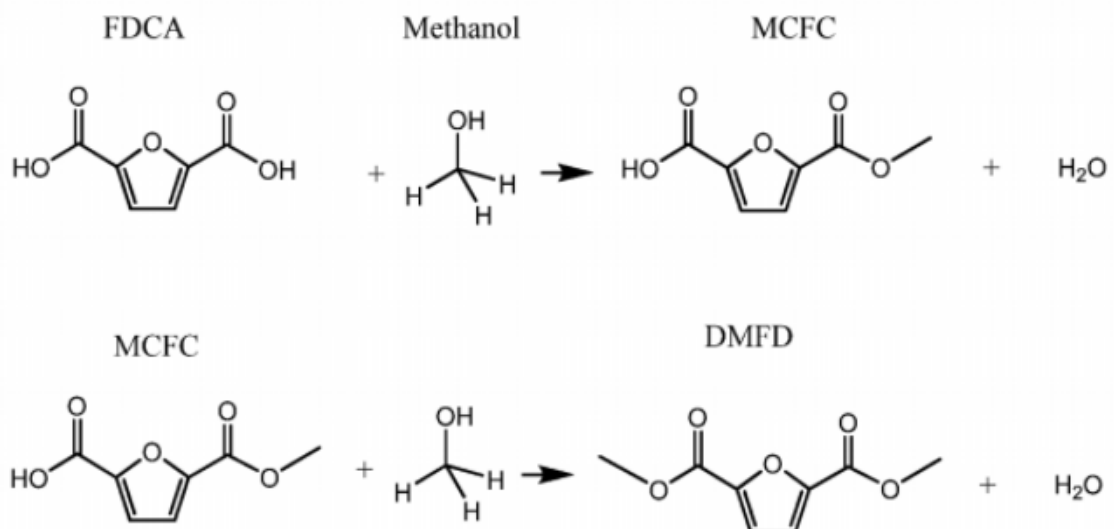
Posteriormente, uma reação de hidrólise ocorre com o intuito de quebrar os ésteres em metanol e FDCA, utilizando-se uma zeólita ácida ou resina de troca iônica como catalisador. Em seguida, o hidrogênio reage com FFCA para formar ácido 5-hidroximetil-2-furanocarboxílico (HMFA) como principal produto da hidrogenação, e este, junto com água e metanol, é removido do reator para um segundo cristalizador. Por fim, tem-se a cristalização por resfriamento evaporativo, filtração e lavagem para finalmente obter-se o FDCA purificado.

No entanto, pode-se perceber que o processo descrito é bastante dispendioso e pode, facilmente, encarecer o processo. Alternativamente à rota descrita, outra possibilidade consiste em converter o FDCA em um derivado, o DMFD, que consiste no diéster metílico do FDCA. Além disso, essa estratégia traz vantagens como a produção de um PEF de alto peso molecular, possibilidade de purificação do DMFD por recristalização e condições de transesterificação mais amenas para a produção do precursor do polímero - comparativamente à reação de esteri-

ficação entre FDCA e MEG. A produção de DMFD e sua purificação é relatada pela Eastman Chemical (SHAIKH et al., 2013).

A reação de esterificação de FDCA com metanol para produzir DMFD compreende vários mecanismos de reação, conforme a Figura 6.6. Um mecanismo de reação compreende a reação de 1 mol de FDCA com 1 mol de MeOH para produzir 1 mol de ácido 5-(metoxicarbonil)-furan-2-carboxílico (MCFC) e água. Então, o MCFC pode reagir com 1 mol de metanol para produzir DMFD e água. Como DMFD e MCFC estão presentes no reator de transesterificação, o produto final dessa etapa conterá MCFC como contaminante ao final.

Figura 6.6 – Mecanismos de formação de DMFD.



Fonte: SHAIKH et al. (2013)

Subprodutos também são formados no reator de esterificação e compreendem substâncias com pontos de ebulição superiores e inferiores ao DMFD. Os subprodutos de esterificação formados na zona de reação de esterificação compreendem alquil 5-formilfuran-2-carboxilato (AFFC) e ácido 5-(alcoxycarbonil) furano-2-carboxílico (ACFC).

A quantidade de metanol em relação à quantidade de FDCA e éster monoalquílico, não é crítica. Um excesso estequiométrico é aplicado a fim de alterar o equilíbrio das reações de esterificação em relação aos ésteres. Além disso, a reação de esterificação é autocatalisada, pois a função ácida do FDCA fornece atividade catalítica. Portanto, FDCA e o metanol são preferencialmente contatados na ausência substancial de um catalisador de esterificação.

6.1.4 Produção do PEF

A síntese do PEF possui inúmeros desafios, sendo o principal deles produzir um polímero com um alto peso molecular, sem coloração e com presença de baixos teores de monômeros. É válido ressaltar que a produção do PEF é semelhante ao processo de preparação do PET, contudo, existem distinções características.

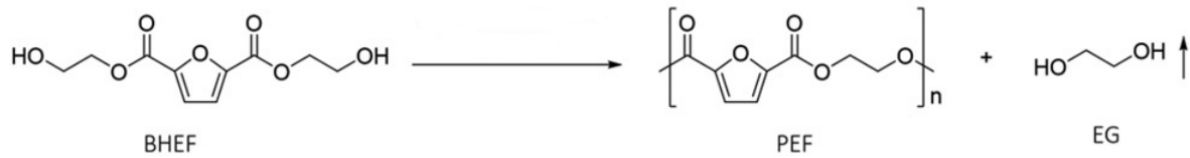
Enquanto o PET é preparado com catalisadores como manganês, cobalto e germânio, para a síntese do PEF, estes aceleradores resultam em um produto com leve coloração escura. Além disso, ao passo que o PET translúcido pode ser sintetizado diretamente a partir de um monômero diol e um monômero diácido, foi descoberto que o uso do FDCA, inevitavelmente, resulta em um produto colorido.

Para a produção do PEF, divide-se o processo em duas etapas. Na primeira etapa, posteriormente à síntese e à purificação do DMFD, de acordo com o processo descrito por Sipos (2016), reage-se o diéster de FDCA em um processo de transesterificação catalisada com cerca de 2 equivalentes molar de um diol, para gerar um pré-polímero, enquanto são removidos 2 equivalentes de metanol. O DMFD é o principal composto para esta reação, pois o metanol é o produto formado, sendo este de fácil remoção. Por outro viés, o diol utilizado nesta etapa é o MEG, glicol de baixo peso molecular que proporciona a formação de um polímero com melhores propriedades mecânicas, comparativamente a glicóis de maior peso molecular.

Segundo descrito por Sipos (2016), o processo de transesterificação pode ser realizado à pressão atmosférica e o aquecimento deve ser contido a uma temperatura de 200 °C. Ao analisar qual catalisador deve ser utilizado, alguns fatores são levados em consideração como a coloração e o peso molar do produto, além da facilidade do manejo e retirada (ou não) do catalisador. O produto resultante dessa etapa é o hidroxietil diéster de ácido furanodicarboxílico (BHEF), que é separado do MEG por destilação, sendo obtido na corrente de fundo.

O BHEF é a molécula precursora do polímero: a reação de policondensação ocorre a partir da adição de catalisador e fornecimento de energia térmica, promovendo o "agrupamento" das moléculas e a liberação de MEG no meio reacional, conforme ilustrado pela Figura 6.7. O PEF é obtido na forma de uma massa polimérica, na forma fundida, enquanto o MEG é continuamente removido da reação por sistemas de vácuo. O processo pode ser conduzido de forma contínuo, com cada tipo de reação acontecendo em um reator. Outra opção é conduzir o processo em batelada, modo de operação que possibilita que apenas um reator seja utilizado durante todo o ciclo de produção do polímero, desde a transesterificação até a policondensação.

Figura 6.7 – Reação de policondensação do BHEF.



Fonte: Adaptado de Gabirondo et al. (2021)

Como descrito por Kolstad et al. (2017) o policondensado obtido de forma fundida após a etapa de policondensação, é submetido a uma etapa de peletização, de modo a obter partículas sólidas. Para isso, o fundido pode ser passado através de uma matriz, produzindo fios que são resfriados com água e, posteriormente, cortados em pequenas partículas. Esse método é tipicamente chamado de peletização subaquática, muito utilizado para a produção do PET. É de suma importância retirar a água aderida nessa etapa através de um secador.

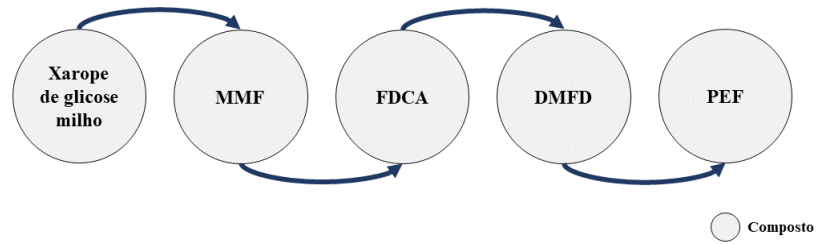
Após o processo de secagem, o policondensado se encontra como um material extremamente amorfo. Mesmo assim, a maioria dos equipamentos industriais utilizados atualmente para a peletização e secagem conta com tecnologias que proveem tempo de residência suficiente aos pellets na seção de secagem para que esses atinjam um grau de cristalinidade suficiente para a entrada na etapa seguinte, de policondensação em estado sólido (*solid state polycondensation* - SSP). Um mínimo de cristalinidade é necessário para a etapa no reator SSP para que seja prevenida a aglomeração dos pellets, fenômeno favorecido pelo caráter amorfo do polímero resultante da policondensação em estado fundido.

Durante a etapa de policondensação em estado sólido, o material é mantido durante cerca de 24h a uma temperatura próxima ao ponto de fusão (210 °C), sob vácuo ou atmosfera inerte, para atingir um peso molecular médio em peso (M_w) maior do que 100000 g/mol. A massa molecular é aumentada devido às reações que ocorrem entre as pontas de cadeia dentro de cada pellet. A alta temperatura potencializa a velocidade de reação e difusividade de reagentes e produtos, sem que cause a fusão do polímero e a formação de aglomerados.

6.1.5 Rota sintética escolhida

A rota sintética é baseada na produção de intermediários para a polimerização do PEF. Dentre as possibilidades de rotas, preferiu-se produzir MMF via desidratação da frutose, seguida da obtenção de FDCA via oxidação do MMF, posteriormente esterificado para a formação do DMFD. Por fim, produz-se o PEF pela transesterificação do DMFD com MEG, obtendo-se BHEF, com o qual se dá a policondensação, finalizando a sequência exposta na Figura 6.8.

Figura 6.8 – Rota sintética para a produção do PEF.



Fonte: Autores.

6.2 TECNOLOGIA E FLUXOGRAMA DO PROCESSO

Dividiu-se o processo por áreas, conforme as macro etapas envolvidas no processo de produção do PEF desde o xarope de milho. Na Área 100, há a obtenção de frutose a partir do xarope de glicose. Na Área 200, ocorre a formação de MMF e HMF. Na Área 300, essas substâncias são oxidadas para formação do FDCA, que é então esterificado gerando DMFD. Por fim, na Área 400, dá-se a polimerização com o DMFD e o MEG, resultando no produto final, o PEF.

O fluxograma do processo é apresentado em partes sequenciais, desde a Área 100 até a 400. Os equipamentos seguem a nomenclatura "XX-NMM", em que "XX" refere-se ao equipamento e está descrito na Tabela 6.1, conforme descrito no Apêndice Z.

Tabela 6.1 – Nomenclatura dos equipamentos no fluxograma do processo.

Nomenclatura	Equipamento
A	Absorvedor
B	Válvula
CR	Cromatógrafo
DE	Secador
E	Trocador de calor / Aquecedor / Resfriador
FE	Evaporador
FF	Centrífuga
J	Bomba
K	Cristalizador
M	Tanque agitador
P	Filtro
PL	Pelletizadora
R	Reator
SR	Moinho de Bolas
T	Coluna de destilação
TT	Tanque de armazenamento
V	Vaso Flash
W	Lavador

Fonte: Bojorge (2014).

A numeração "NMM" informa a área (N) e a contagem sequencial do equipamento (MM): a centena (N) representa a área em que o equipamento ou corrente está localizado e a dezena e unidade (MM) correspondem à contagem sequencial do equipamento. Um exemplo hipotético, o primeiro trocador de calor da área 200 deve se chamar "E-201", e o décimo quarto reator da área 300 se chamaria "R-314".

As correntes são nomeadas de acordo com os equipamentos que estão interligando, com prioridade para correntes de alimentação. Por exemplo, a alimentação do reator "R-101", chama-se "R-101-F", não se chama "E-101-P" por ser produto do "E-101", pois a prioridade é para correntes de alimentação. Se houver duas correntes de alimentação, a secundária (que não transporta o produto ou intermediário principal) leva a terminação "F2", por exemplo, "R-101-F2". Essas terminações podem ser encontradas na Tabela 6.2.

Tabela 6.2 – Nomenclatura das correntes no fluxograma do processo.

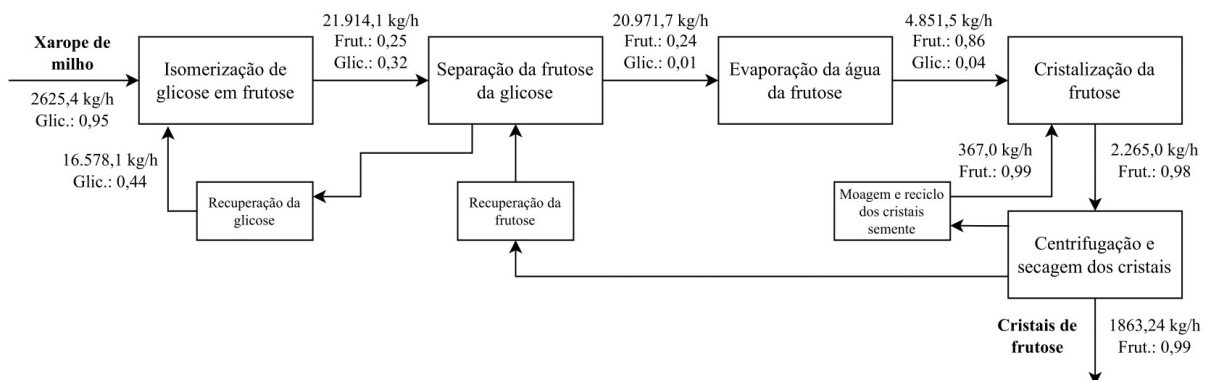
Nomenclatura	Característica da corrente
B	Corrente de fundo
C	Corrente fria
D	Destilado
F	Alimentação
G	Purga
H	Corrente quente
L	Líquido
O	Saída
P	Produto
R	Resíduo
T	Corrente de topo
V	Vapor

Fonte: Autores.

6.2.1 Área 100

Na Área 100, frutose é obtida a partir da glicose: a glicose é isomerizada em frutose, depois ocorre a separação de glicose e frutose, reciclo da glicose e evaporação da água da frutose. Posteriormente, a glicose é cristalizada, centrifugada e seca, enquanto a frutose perdida no líquido da centrifugação é recuperada. O diagrama de blocos que mostra esse processo é apresentado na Figura 6.9.

Figura 6.9 – Área 100: diagrama de blocos e principais correntes.



Fonte: Autores.

A glicose, proveniente do xarope de milho, é isomerizada em frutose, nos reatores (R-101), que são 8 colunas de leito fixo com a enzima glicose isomerase imobilizada. As informações técnicas do xarope são detalhadas no Anexo A.

Primeiramente, o xarope passa por aquecimento, sendo levado aos reatores de isomerização (R-101) que operam a 60 °C. Então, o xarope de frutose é direcionado a um evaporador de triplo efeito (FE-101) onde atinge uma concentração de 60% de sólidos, ao evaporar 9,809 ton/h de água. O produto segue para um conjunto de 4 colunas com leitos de separação cromatográfica - leito móvel simulado (CR-101).

Nas colunas cromatográficas, a glicose e os polissacarídeos presentes no xarope são obtidos na corrente de refinado, reciclada para o processo através de uma etapa de sacarificação dos oligômeros, por conseguinte, 87% da frutose alimentada ao fracionamento é recuperada como extrato enquanto os 13% são recuperados no refinado (RASCHE, 1992).

Então o produto é alimentado aos 2 reatores de sacarificação (R-102), que operam em paralelo por 1,6h, onde os oligômeros são convertidos: os dímeros de frutose e inulina são todos convertidos na sacarificação. Assim, os oligômeros restantes após a sacarificação são compostos apenas por maltose e superiores, todos polissacarídeos de glicose. Acrescenta-se, portanto, às quantidades de frutose e glicose as massas dos respectivos polissacarídeos hidrolisados no reator. A reação ocorre até a conversão de oligômeros resultar em um xarope com proporção de oligômeros igual a da corrente de saída do reator de isomerização (M-102-F1). A corrente resultante dessa etapa contém um teor de glicose idêntico ao do xarope inicialmente alimentado ao processo.

A mistura reacional passa por um processo de inativação térmica das enzimas de sacarificação (E-104 e E-105), com trocadores de calor em integração energética. A mistura é pré-aquecida (E-104) e, em seguida, vapor da caldeira aquece a mistura reacional no trocador de calor (E-105) até 80 °C para inativar a enzima (AN; HU; BAO, 2013).

As enzimas inativadas são separadas por centrifugação (FF-102), para que haja alto grau de pureza da frutose ao final do processo e não haja acúmulo de enzimas no reciclo. Após, há o processo de evaporação (FE-104) em que o xarope resultante é recirculado para o início do processo, juntamente com o xarope de milho "virgem"(M-101).

Enquanto isso, a frutose resultante das colunas CR-101 segue para etapas de diluição, no M-103, até atingir 25% de sólidos secos, segundo Lillard Jr. et al. (1993).

Em seguida, a mistura é filtrada em 2 colunas de carvão ativado (P-101), onde uma coluna é utilizada enquanto a outra é recuperada. Então, a mistura segue para a evaporação (FE-102 e FE-103) em que a corrente de saída contém 89,6% (m/m) de sólidos secos. Para atingir esse resultado coloca-se dois tipos de evaporadores: de triplo efeito (FE-102) e de filme ascendente (FE-103).

A cristalização ocorre por 40 horas com temperatura de entrada de 56,4 °C e saída de 30 °C, em 8 cristalizadores em paralelo, conforme Lillard Jr. et al. (1993). Essa etapa é necessária para se obter a frutose com alto grau de pureza. Por fim, há centrifugação, lavagem com água

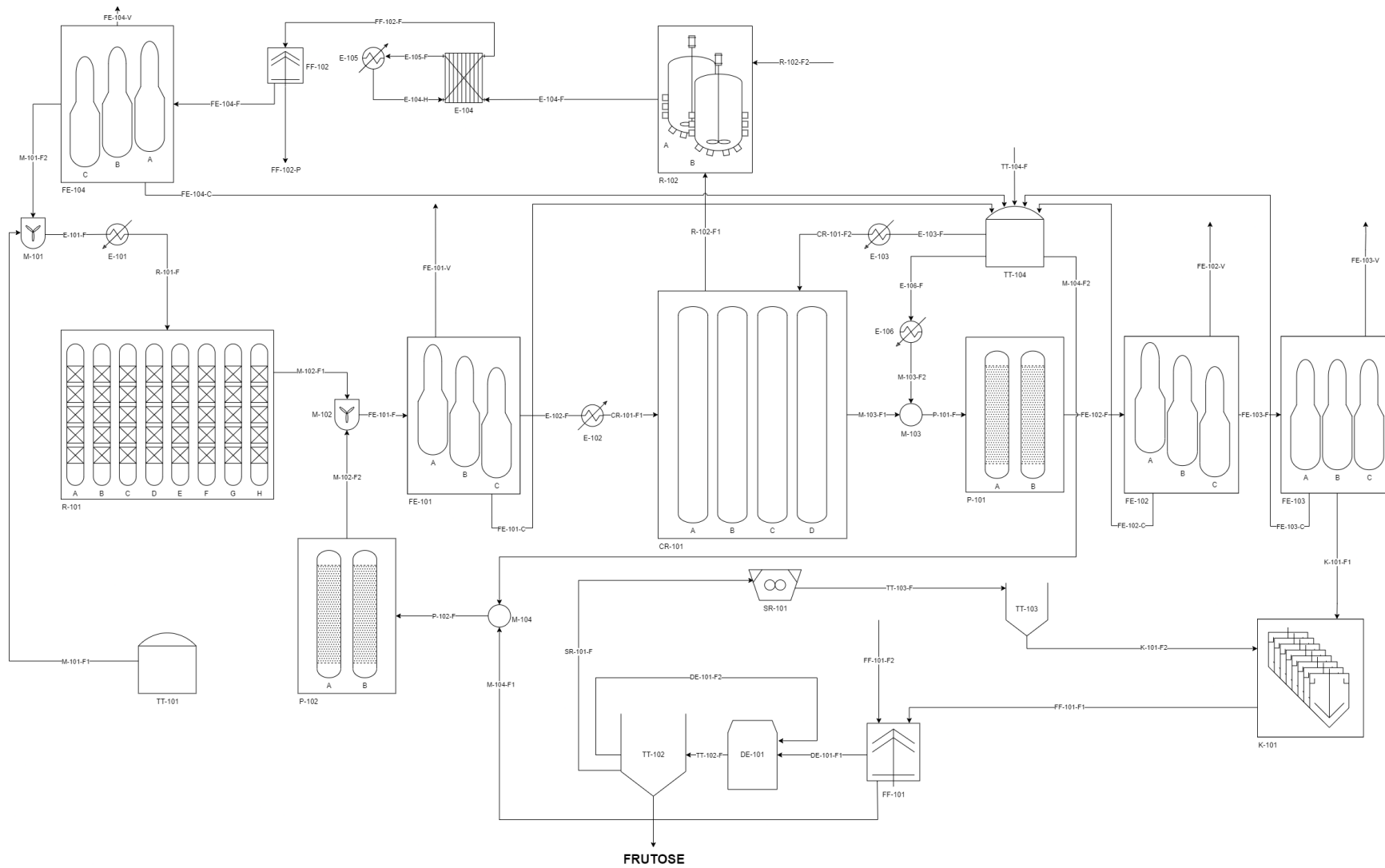
(FF-101) e secagem dos cristais de frutose (DE-101), esta ocorre com ar seco a 71 °C para que a frutose saia a temperatura menor que 60 °C e com umidade inferior a 0,07%, evitando a degradação da frutose por alta temperatura (Lillard Jr. et al., 1993).

A mistura líquida resultante da centrifugação e lavagem é reciclada pois contém frutose que é filtrada (P-102) para retirada de HMF e furfural que pode ter se formado, com 2 filtros, de funcionamento igual a P-101. Posteriormente, a mistura resultante da filtração é realimentada no misturador (M-102) que antecede as etapas de evaporação e cromatografia.

O material utilizado nos equipamentos da área 100 é aço inoxidável, principalmente, por frutose ser um produto alimentício e a maior parte dos equipamentos encontrados para glicose e frutose serem desse material, mas também por ser uma mistura de baixa corrosividade.

O fluxograma da área 100 é apresentado na Figura 6.10.

Figura 6.10 – Área 100: Preparação do xarope de frutose.

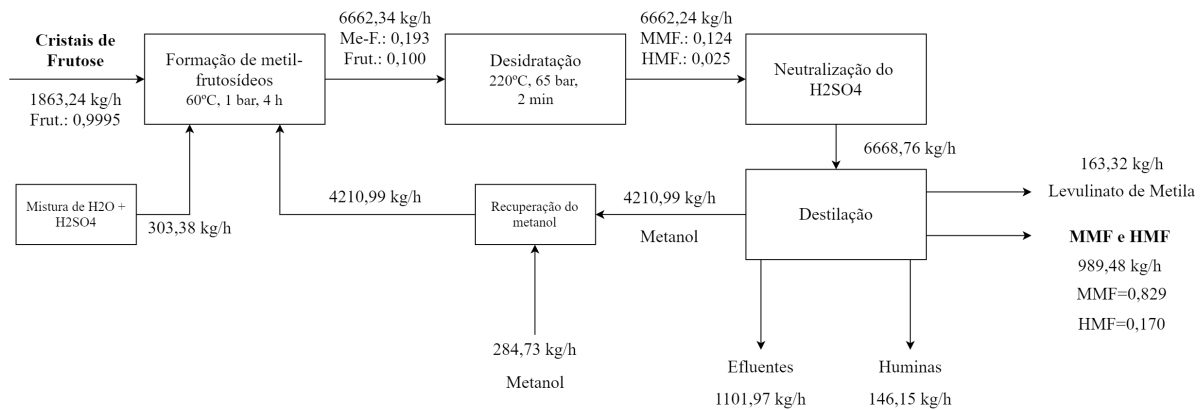


Fonte: Autores.

6.2.2 Área 200

Na Área 200, a frutose é desidratada na presença de um álcool para obtenção do MMF, reação que ocorre em duas etapas, sendo a primeira a formação de metilfrutósídeos e a segunda, a formação do MMF. Posteriormente, o produto de interesse é purificado por um complexo de destiladores. Um diagrama de blocos da Área 200 está apresentado na Figura 6.11, enquanto o diagrama de processo é dado pela Figura 6.12.

Figura 6.11 – Área 200: diagrama de blocos e principais correntes.



Fonte: Autores.

Frutose, água, ácido sulfúrico e metanol são alimentados em um reator do tipo *Continuous Stirred Tank Reactor* (CSTR) (R-201). Antes de entrar para o reator, o ácido sulfúrico é diluído em água no Mixer (M-201), ambos com a temperatura de 17 °C e pressão atmosférica. Geralmente, o catalisador ácido é homogêneo, como no caso do ácido sulfúrico, o qual é eliminado com o efluente contendo o produto intermediário e é transferido para o segundo reator.

Além da água que é formada na primeira e na segunda etapas, preferencialmente um diluente também é adicionado à primeira e/ou segunda etapas. Esse diluente é a água, que é transferida para o reator juntamente com o catalisador.

É válido ressaltar que, nas reações presentes na Área 1, não é possível obter uma frutose totalmente pura, e sim, uma mistura de frutose e glicose. Porém, como a quantidade de glicose é praticamente nula, considerou-se apenas a frutose nas reações subsequentes. A proporção, em mol, de Metanol:Frutose presente na reação é de 13,5:1, enquanto que a proporção, em mol, de Metanol:Água é aproximadamente 8,4:1.

A frutose entra no reator à aproximadamente 36 °C. No mixer (M-207), há metanol que advém do tanque (TT-203), a uma temperatura de 17 °C, com o metanol que é recuperado na corrente de fundo da torre (T-209), à 64,34 °C. O metanol, que serve de solvente e reagente da reação, entra no reator à uma temperatura de aproximadamente 60 °C e deve estar em excesso para que a reação aconteça.

O reator (R-201) é um CSTR, pois quando um catalisador homogêneo é utilizado na

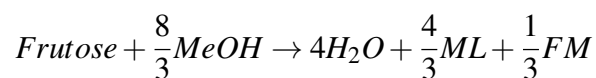
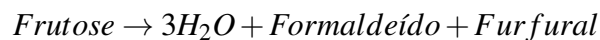
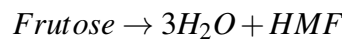
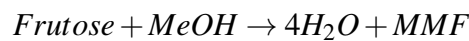
primeira etapa, um misturador estático é recomendado. Além disso, a temperatura dentro do reator deve estar entre 30 e 80 °C, a fim de promover a formação de glicosídeos. Quando a primeira etapa é conduzida à pressão atmosférica, a temperatura é de preferência no máximo a temperatura de ebulição do álcool que está sendo usado, pois assim não ocorre a conversão do carboidrato em derivados de furano ou ácido levulínico ou seus derivados. Portanto, a temperatura de reação no primeiro reator é 60 °C, abaixo da temperatura de ebulição do metanol (64,7 °C).

A duração da reação deve ser suficiente para realizar a dissolução completa e o nível de concentração desejado dos glicosídeos. No reator em questão, a reação durou 4 horas na presença de uma solução de água e metanol com 5% em volume de água. A formação de frutósídeos possui um rendimento em mol de 64%.

O efluente contém o produto intermediário (glicosídeo), álcool, água, que é formada como subproduto da formação de glicosídeo e um diluente. Todo efluente é passado para a próxima etapa.

A segunda etapa ocorre em um reator tubular com escoamento pistonado (PFR). É utilizado o mesmo catalisador da reação anterior, a uma temperatura de 220 °C e pressão de 65 bar. O tempo de residência é 2 minutos.

Segundo dados da patente WO 2012/091570, na segunda reação têm-se 13% de rendimento de HMF, 57% de rendimento de MMF, 3% de rendimento de furfural e 9% de rendimento de metil levulinato. Considerou-se aproximadamente 9% de rendimento de formiato de metila, visto que a reação global para sua formação é a mesma do levulinato de metila. Da mesma forma, considerou-se 3% do rendimento de formaldeído, pois a sua reação de formação é a mesma da reação para obtenção do furfural. As huminas, por sua vez, possuem rendimento de 18%. As Reações apresentadas exemplificam o balanço de massa, onde FM é formiato de metila, ML, metil levulinato e $C_{12}H_8O$ um dibenzofurano.



Em seguida, o pH é neutralizado com hidróxido de sódio e o produto vai para o complexo de destiladores, onde MMF e HMF são purificados. Na corrente de entrada da primeira coluna

(T-201), há uma grande quantidade de metanol e água. O produto de topo e fundo saem a pressões e temperaturas elevadas. Em relação à composição da vazão mássica, o produto de topo possui 93,47% de vapor de metanol e o produto de fundo possui 47,86% de metanol e 21,92% de água. Ambas as correntes possuem outros componentes e certa quantidade de HMF e MMF.

A corrente de fundo entra em um outro destilador (T-202), que possui uma pressão mais reduzida que o destilador anterior, produzindo como corrente de fundo, prioritariamente, 35,85% de MMF, 41,93% de água e 7,36% de HMF, que segue para o destilador T-203. A corrente de topo é composta por 99,82% de metanol e devido sua alta pureza, é misturada com a corrente de topo do destilador anterior. Essa corrente, com 96,54% de metanol, entra, então, em outro destilador (T-208).

A corrente de fundo da coluna (T-208) é composta por água, metanol e aproximadamente 1,2% de formaldeído, e por isso, vai para os efluentes juntamente com outras correntes. A corrente de topo possui metanol 98% e segue para o destilador (T-209). Deste, a corrente de topo sai com 73% de metanol e 19% de CO₂ e com intuito de separar os dois componentes, segue para nova torre de destilação (T-210). A corrente de fundo do T-210 possui 99,81% de metanol e, por isso, se junta com a corrente de fundo da torre de destilação (T-209), que possui 98,38% de metanol. Como essa corrente não possui nenhum componente que possa ser prejudicial ao processo, é então recuperada e volta para o misturador (M-207), onde se mistura com o metanol armazenado no tanque (TT-203).

A corrente de topo da torre (T-210) possui aproximadamente 74,55% de CO₂ e 25,45 % de formiato de metila, seguindo então para o absorvedor. O absorvedor libera CO₂ e O₂ para a atmosfera, enquanto sua corrente de fundo, que possui água e outras impurezas, é misturada juntamente com outros efluentes.

A corrente de fundo do destilador (T-202) segue para o destilador (T-203), com intuito de purificar o intermediário principal MMF e o produto levulinato de metila (ML). A corrente de topo possui prioritariamente água, e uma quantidade considerável de ML. Como o levulinato de metila é amplamente utilizado como aditivo de combustíveis e como matéria-prima para fabricação de especiarias, revestimentos, plastificantes, entre outros, optou-se por purificá-lo. A corrente de topo alimenta o destilador (T-206) e segue para o destilador (T-207). Neste, a corrente de fundo com 163,32 kg/h possui 98,82% de ML. A corrente de topo possui água e resquícios de metanol e furfural, seguindo, portanto, para o sistema de efluentes.

A corrente de fundo da coluna de destilação (T-203) se mistura com a corrente de fundo da outra torre (T-206), obtendo uma composição de aproximadamente 48% de MMF e 9,89% de HMF, 33,94% de água e 8,11% de huminas. Essa corrente alimenta a coluna (T-204).

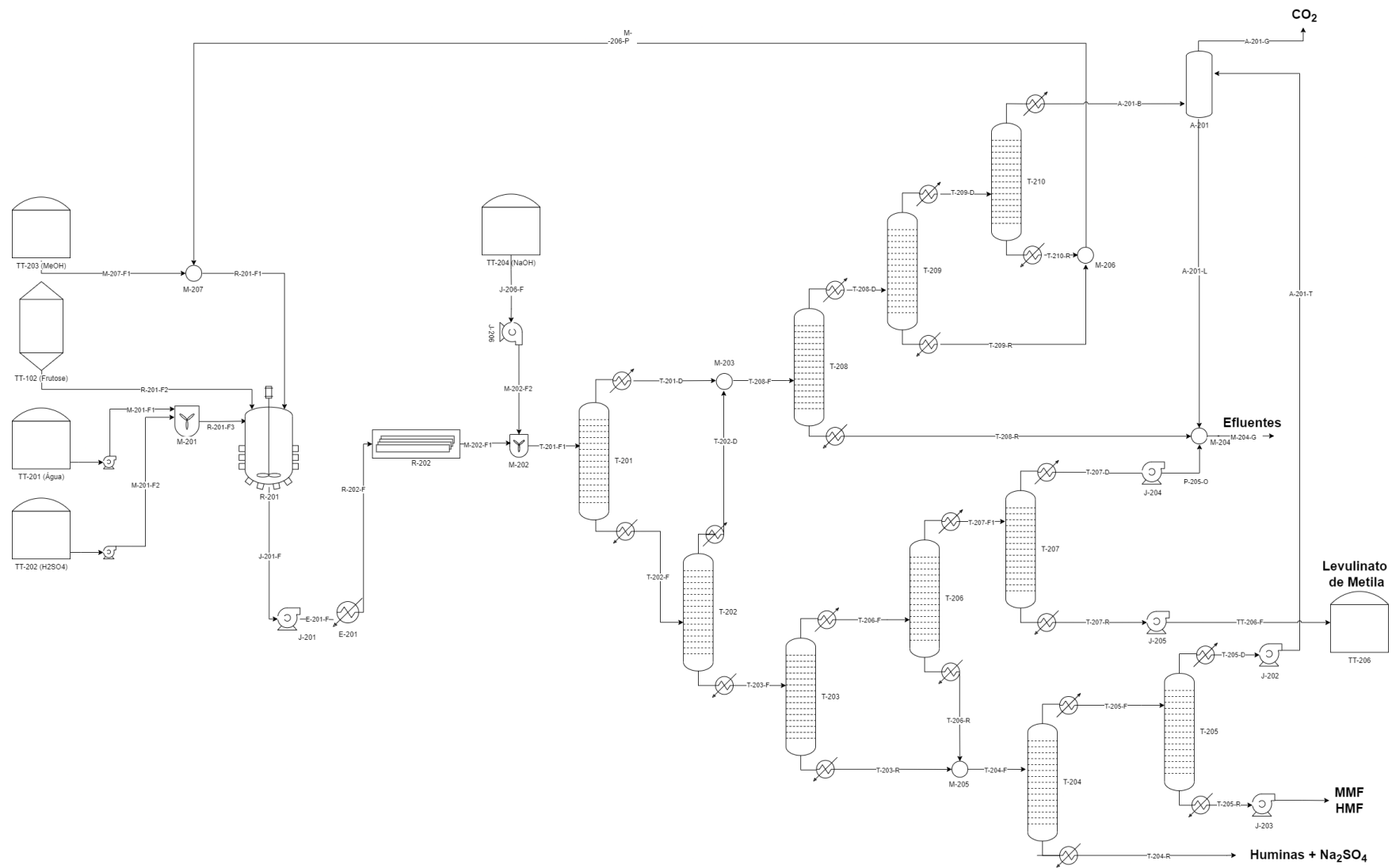
Na coluna de destilação (T-204), separam-se as huminas do HMF e MMF. A corrente de topo do T-204 passa por uma última torre de destilação (T-205), onde é obtido 989,48 kg/h, com composição de 82,99% de MMF e 17,01% de HMF na corrente de fundo, que segue para o restante do processo. A corrente de topo é composta prioritariamente por água e uma parcela

de MMF, sendo, por isso, encaminhada para a coluna de absorção (A-201).

O tanque de armazenamento de ácido sulfúrico é de aço carbono, protegido internamente com resina epóxi com carga cerâmica. O tanque de hidróxido de sódio também é de aço carbono, enquanto os demais, são de aço inoxidável. Externamente aos tanques de armazenamento, pode-se utilizar proteção contendo o zinco metálico de alta pureza disperso em resinas epoxídicas. Os tanques de destilação também são constituídos de aço inoxidável.

Para o reator PFR e trocadores de calor que precisam suportar altas pressões e temperaturas na presença de ácido sulfúrico, utilizam-se com alto teor de silício para resistência à corrosão. Para o CSTR, que está em temperatura mais baixa (60 °C), o material pode ser mais simples, como o próprio aço inoxidável.

Figura 6.12 – Área 200: Obtenção de MMF e HMF.



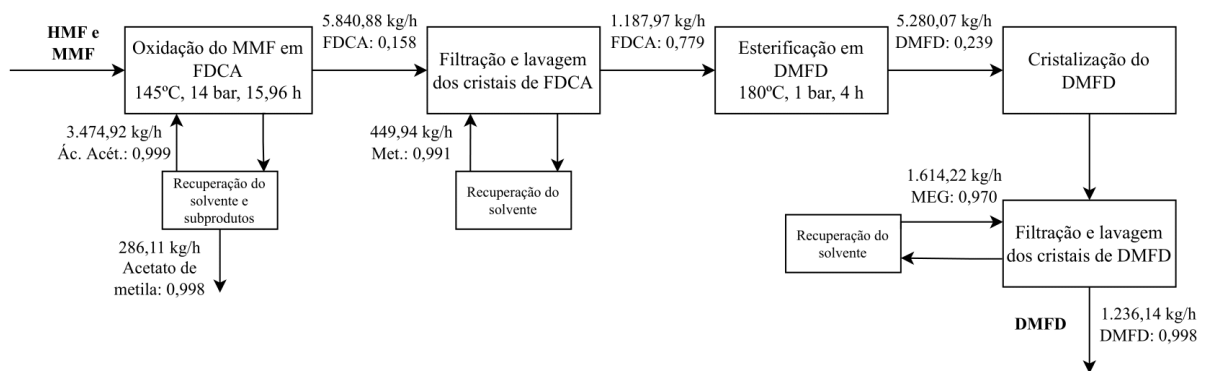
Fonte: Autores.

6.2.3 Área 300

A corrente de saída da Área 200 é pré-aquecida e alimentada no reator de oxidação na qual é produzido FDCA e um subproduto que serve como fonte de receita: o acetato de metila. A saída do reator é segmentada em um filtro e o líquido vai para a área de recuperação de solvente e subprodutos. Os cristais de FDCA segue o fluxo principal para serem filtrados e lavados.

Após isso, os cristais de FDCA entram no reator de esterificação e são convertidos em DMFD que este posteriormente é cristalizado e submetido a filtração e lavagem. Um diagrama de blocos da Área 300 está apresentado na Figura 6.13.

Figura 6.13 – Área 300: diagrama de blocos e principais correntes.



Fonte: Autores.

De modo a converter MMF e HMF em FDCA, faz-se necessário pré aquecer a mistura de modo a atingir a temperatura de 145 °C (E-301) (MAZOYER et al., 2014). É válido ressaltar que este aquecimento é realizado com a mistura reacional que sai do reator.

A mistura reacional de HMF e MMF é alimentada, junto ao O₂, nos 3 reatores de oxidação (R-301), que operam em paralelo, a 14 bar, onde é formado FDCA e CO₂ com uma conversão de 80,8%.

A mistura dos reatores (R-301) contém ácido bromídrico e ácido acético, e tem um grande potencial de corrosão de ligas menos nobres. A corrosão promove uma diminuição na vida útil do reator, causando problemas de integridade que representam perdas econômicas e riscos para a operação, para as pessoas e para o ambiente, portanto, é de suma importância evitá-la. Segundo De Souza (2015), testes aprovaram o uso de ligas de aço inoxidável composto por níquel e titânio de modo a reduzir a taxa de oxidação do reator, portanto, o material utilizado será constituído dessas ligas.

Os equipamentos dessa área são constituídos de aço carbono, exceto o reator (R-301).

A mistura reacional sai dos reatores e entra em um tanque flash (V-301) de modo a reduzir a pressão a 1 bar. Com isso, alguns gases são desprendidos e levados na zona de recuperação

de solvente.

Com a mistura em uma pressão menor, pode-se levar a mesma a um filtro (P-301) a fim de selecionar os cristais de FDCA. Após a filtração faz-se necessário realizar lavagens (W-301 e W-302) com metanol de modo a purificar os cristais de FDCA (MAZOYER et al., 2014).

Com os cristais de FDCA formado, dilui-se os mesmos em metanol e é necessário realizar um pré-aquecimento, no trocador de calor (E-304), da mistura para a mesma entrar no reator a 180 °C e 28 bar.

Com a mistura reacional nas condições corretas, a mesma é alimentada no reator de esterificação, onde o FDCA na presença do metanol é convertido em DMFD, com uma conversão de 92,42%, conforme Muñoz de Diego et al. (2011).

Esse meio reacional é pré-resfriado no trocador de calor (E-304) e faz-se necessário adicionar o filtro (P-302) de modo a recuperar os cristais de FDCA e realimentá-los no reator (R-302).

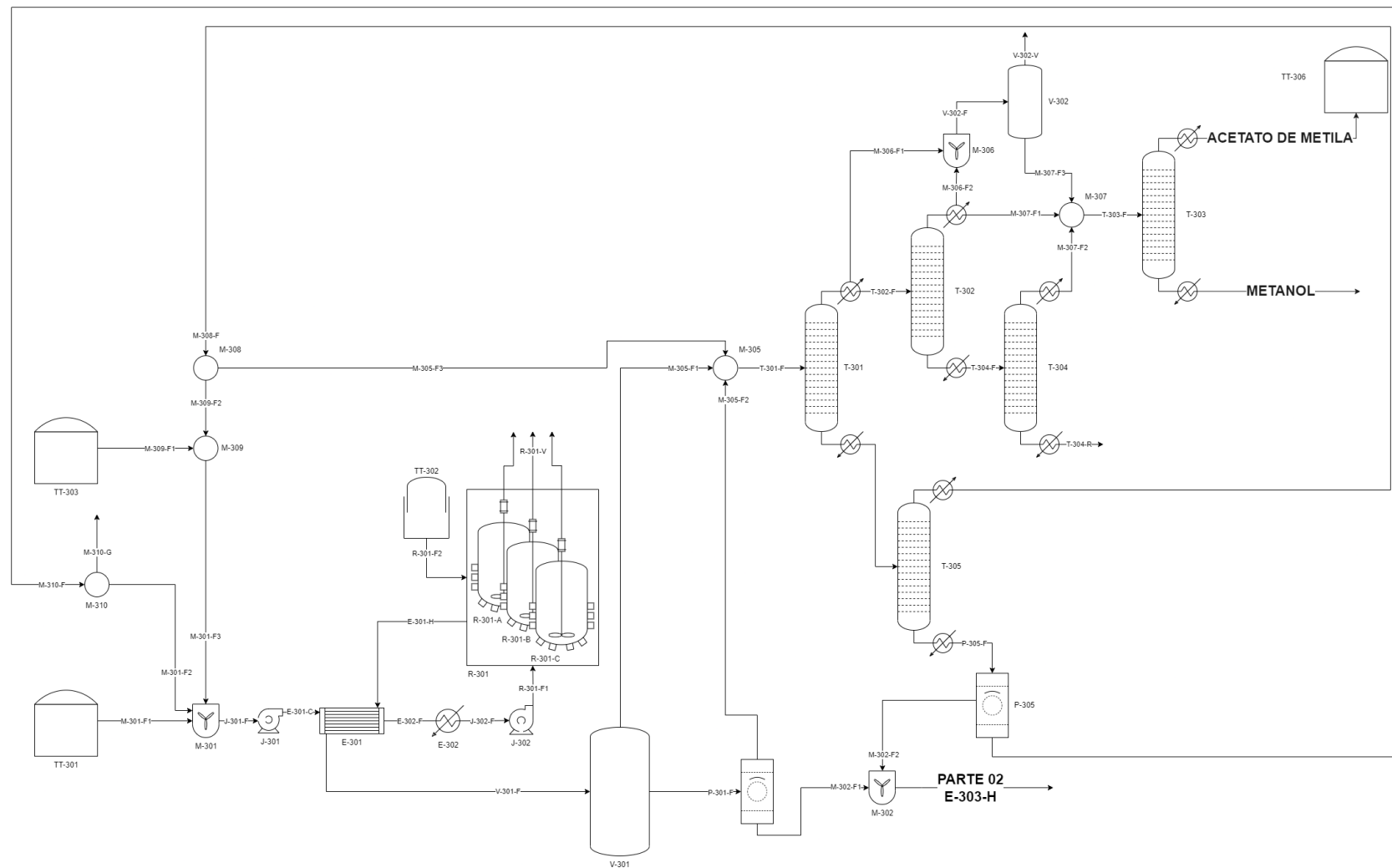
A mistura, mais pura em DMFD (24,16%(m/m)), é resfriada a 17 °C no trocador de calor (E-307) com a corrente que sai do cristalizador, e posteriormente a mistura é alimentada no cristalizador (K-301), cuja condição de operação se é de 2 °C e 1 bar, conforme descrito por Muñoz de Diego et al. (2011). A cristalização ocorre a 2°C para que a cor do polímero seja mais esbranquiçado, com 0.54 b*, que é uma coordenada de cores, caso a temperatura ultrapassar 2°C, o PEF terá colocação amarelada (SHAIKH et al., 2013).

A cristalização converte 98% do DMFD líquido em sólido e a mistura entra no filtro (P-303) de modo a remover os sólidos de DMFD. Com os cristais de DMFD, realiza-se duas lavagens (W-303 e W-304), de modo a garantir a pureza necessária.

A lavagem dos cristais de DMFD é realizada com MEG, o qual é reciclado, bem como o metanol da lavagem de FDCA, e outros solventes utilizados nas reações.

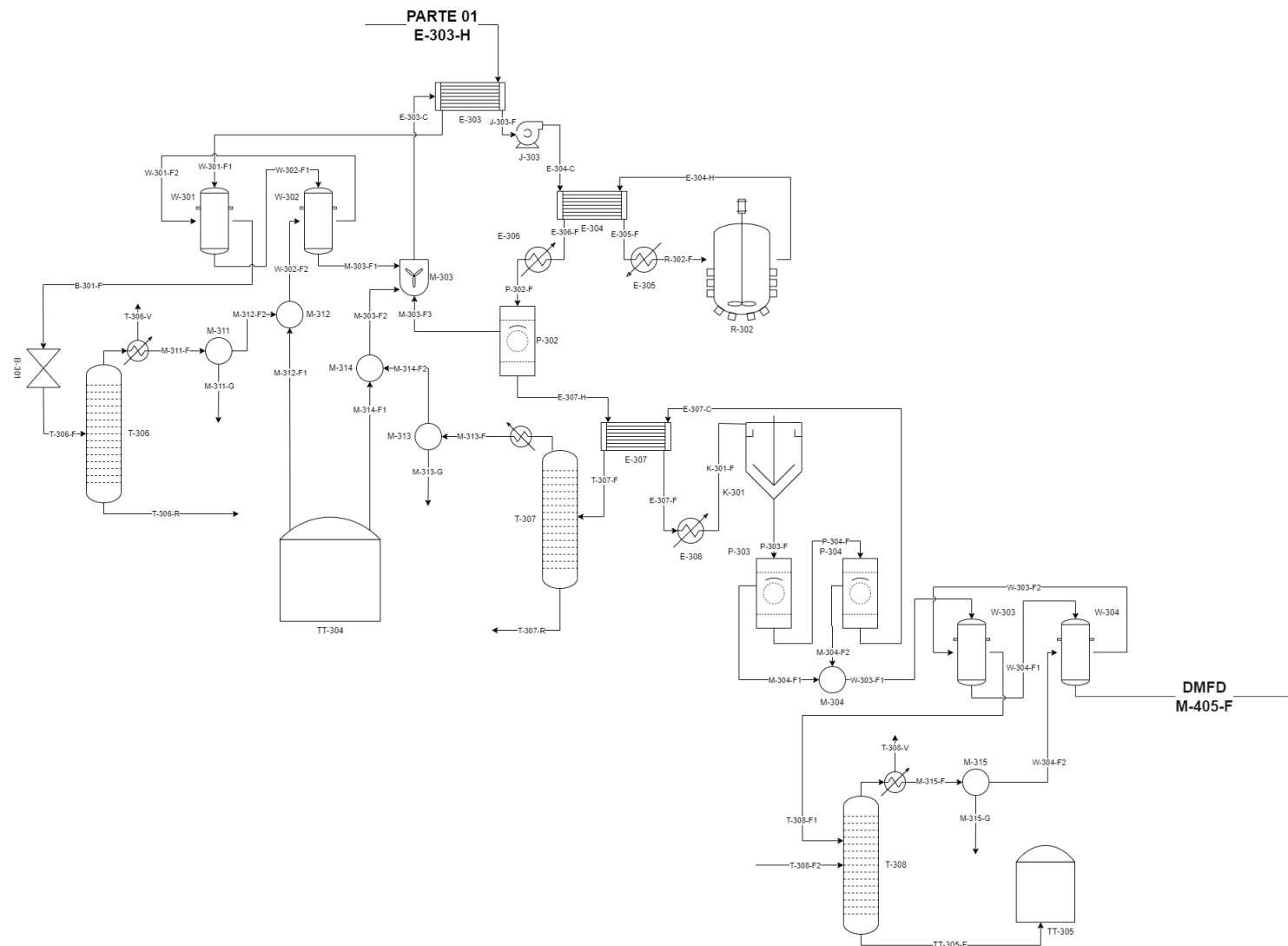
O fluxograma do processo da área 300 é apresentado nas Figuras 6.14 e 6.15.

Figura 6.14 – Área 300: Preparação do FDCA e do DMFD - Parte 1.



Fonte: Autores.

Figura 6.15 – Área 300: Preparação do FDCA e do DMFD - Parte 2.

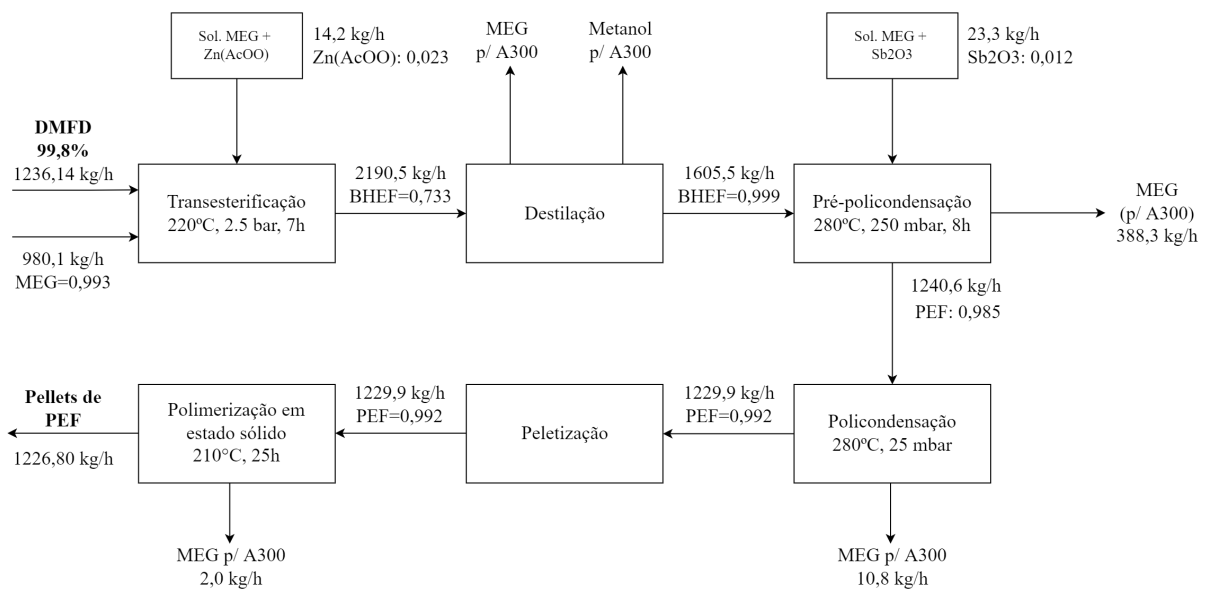


Fonte: Autores.

6.2.4 Área 400

A Área 400 é a última unidade que compõe a indústria, na qual se obtém o PEF propriamente dito. O diagrama de blocos da área é apresentado na Figura 6.16, enquanto o fluxograma de processo da Área 400 é representado na Figura 6.17. O processo segue com a reação entre DMFD e MEG que resulta no BHEF (R-401), diéster com substituintes etílicos que é utilizado no processo de policondensação. Antes de adentrar o reator propriamente dito, a corrente de sólidos de DMFD oriunda da Área 300 é derretida, saindo na forma líquida a 220 °C (M-405). O DMFD é misturado juntamente com uma corrente de MEG (R-401), que traz consigo o catalisador da reação: o acetato de Zn(II). Esse catalisador é utilizado na forma de solução, numa concentração de 25,5 g/L em MEG, sendo armazenado e repostado semanalmente (TT-402). A solução de catalisador é misturada à corrente de MEG que adentra o reator. Todas as correntes são pressurizadas a 2,5 bar, na qual praticamente todo o MEG permanece em fase líquida a 220 °C. Nessas condições, com um tempo de residência de 7h, consegue-se uma conversão de 99,96% para o BHEF.

Figura 6.16 – Diagrama de blocos da Área 400 com as principais correntes do balanço de massa.



Fonte: Autores.

O reator para a reação que resulta no BHEF (R-401) dispõe de um aparato de remoção contínua de metanol pelo topo, na forma de vapor, além de uma porção líquida removida no fundo, direcionados a uma coluna de destilação (T-401). Entretanto, antes de entrar na torre, a corrente troca calor com a corrente de fundo dessa coluna, o que garante o reaproveitamento de energia no processo. Estabelece-se uma temperatura de saída da corrente quente como sendo de 280 °C, temperatura da reação de policondensação. Com isso, consegue-se aumentar a temperatura da corrente de saída líquida do reator descrito anteriormente de 220 °C para 316 °C.

Na corrente de fundo, obtém-se o BHEF com uma pureza relativamente alta (T-401). Assim, configura-se a coluna de forma a remover metanol, MEG e traços de DEG e DMFD no topo. Dessa corrente é realizada a separação de MEG e metanol (T-402), obtendo-se metanol a 99,9% de pureza no topo da coluna, o qual é reencaminhado para o respectivo tanque de armazenamento na Área 300. A corrente de fundo, rica em MEG (~93% em mol) e contendo traços de DMFD e DEG, deletério para polimerização, é encaminhada para um divisor, que recircula uma pequena parte para mistura com MEG virgem e encaminha o restante para a realização da purificação necessária dessa corrente (T-308), com fim que lhe seja provida a pureza necessária para recomercialização (~98% em mol).

A corrente de fundo contendo BHEF com alta pureza, é enviada para a primeira etapa da policondensação (R-402). A reação ocorre sob condições de temperatura de 280°C e vácuo, com pressão absoluta de 250 mbar e presença do catalisador Sb_2O_3 . O catalisador também é alimentado na forma de solução em MEG, numa concentração de 13,9 g/L. Opta-se por essa configuração de reator pela possibilidade de reger o processo de forma contínua nessa etapa, reduzindo custos de capital despendidos na operação de um sistema pseudocontínuo composto por vários reatores em batelada. O reator também dispõe de uma saída superior para os vapores e gases, direcionados para a recuperação de MEG (E-402). Utilizando-se o modelo cinético e as constantes fornecidas por Seavey e Liu (2008), com um tempo de residência ideal de 8h, que provê uma concentração de monômero de 0,4% à mistura reacional.

A massa polimérica formada é encaminhada para a formação de cadeias com tamanho adequado (R-403). Esse reator é análogo a um evaporador de filme agitado, em que a massa polimérica escoar em um fluxo descendente por dentro de um tubo que contém um agitador que impede a adesão da massa polimérica às paredes e facilita a expulsão de voláteis do seio da mesma. O reator é dotado de uma camisa de aquecimento, pela qual o óleo térmico escoar em um espaço anular de forma a garantir a temperatura de 280 °C no reator. Também dispõe de um mecanismo de remoção das espécies volatilizadas, sobretudo MEG e DEG, mesmo porque a pressão nesse reator é ainda menor, de apenas 25 mbar, como preconizado por Seavey e Liu (2008). É modelado como um reator PFR, devido à consideração de fluxo empistonado. Nesse reator, ao contrário do CSTR, não há entrada contínua de monômero e mistura perfeita, de forma que se garante uma massa polimérica com cadeias de maior tamanho ao final da etapa reacional. Por esse motivo, é mencionado como uma espécie de "reator de finalização".

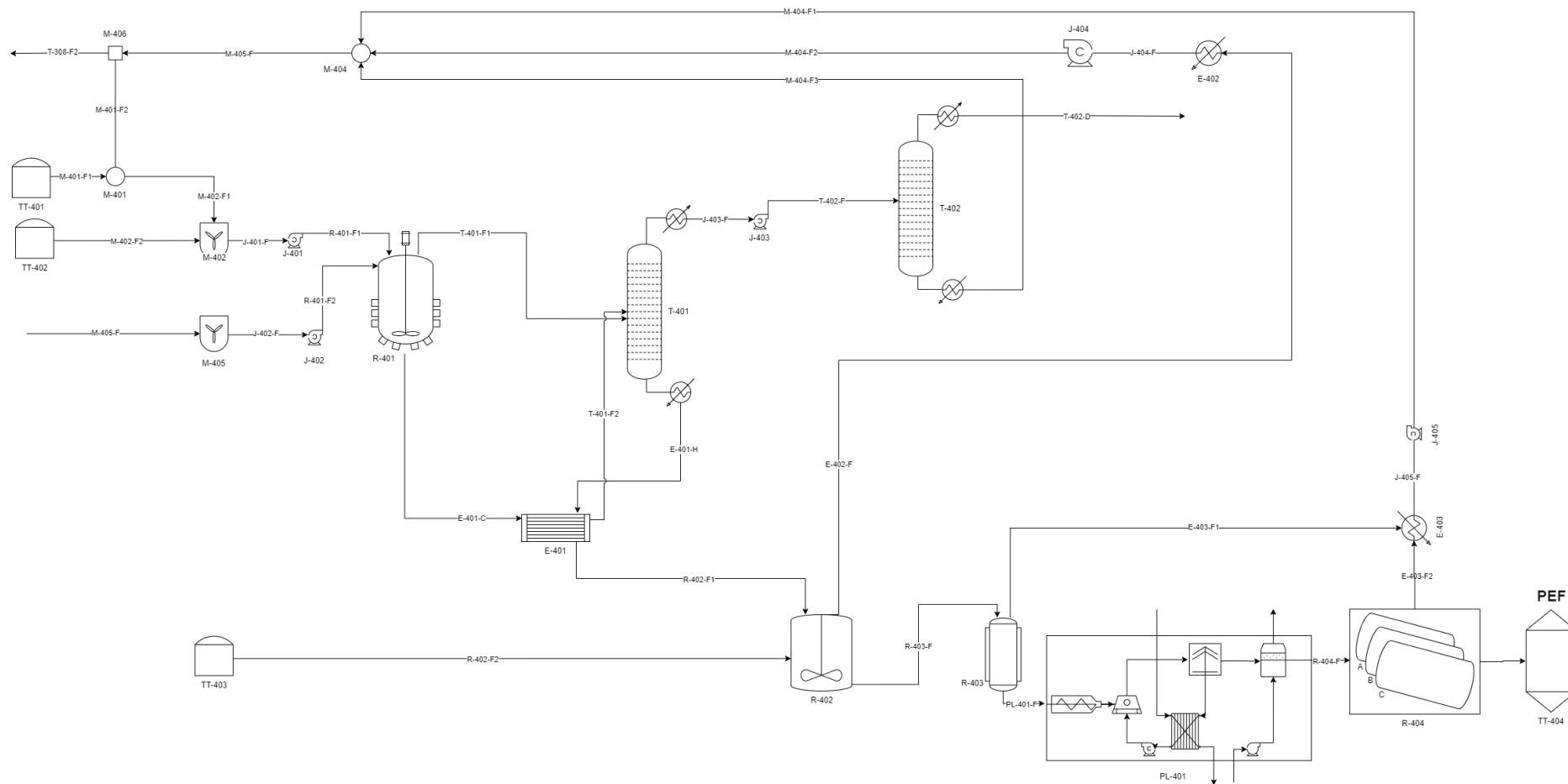
A massa polimérica resultante é encaminhada ao conjunto que compõe a seção de peletização (PL-401). Assim, a massa passa por uma extrusora que fornece pressão necessária para empurrar o polímero através uma placa perfurada, sobre a qual passam lâminas acopladas a um rotor que promovem a formação do pellets de polímero. A extrusão e o imediato corte dos filamentos de polímero são feitos em uma seção de tubulação pela qual há um fluxo constante de água que age no resfriamento do polímero e como meio pelo qual os pellets são transportados até uma centrífuga que faz parte do conjunto da peletização. Nessa centrífuga, a água é recuperada e enviada a um trocador de calor de placas acoplado ao sistema, que restabelece sua

temperatura inicial. Os pellets são direcionados para um secador a ar, no qual permanecem por tempo suficiente para terem a água aderida eliminada e aumentarem sua cristalinidade, visto que a temperatura dos pellets nessa etapa pode ser facilmente regulada em cerca de 110 °C.

Após a seção de peletização as partículas de PEF são descarregadas para a realização de polimerização em estado sólido (R-404-A, R-404-B e R-404-C). Nesse reator, os pellets permanecem por um período de 25h, que considera o tempo de residência de 24h necessário para o aumento da massa molecular acrescido do tempo de 1h para o ciclo de aquecimento de 110 °C para 210 °C. Utiliza-se 3 reatores de forma que um esteja em ciclo de reação, outro em descarga e outro em carga, de forma que o sistema opere em um regime pseudocontínuo. Esses reatores também operam a vácuo, pelo que é necessário capturas substâncias como o MEG e o DEG formadas durante a reação em estado sólido através da condensação dos vapores (E-403). Condensadas, essas corrente ricas em MEG são misturas àquela obtida no fundo da coluna de separação de MEG e metanol e direcionadas ao reciclo e purga (M-406).

Os *pellets* cujo ciclo de reação já foi completado são descarregados pela parte inferior dos reatores SSP, sendo encaminhados através de parafusos transportadores até um silo de armazenamento abaixo do nível do chão (TT-404). Desse silo, os *pellets* são removidos através de um transportador de parafusos inclinado, que descarrega no topo de uma ensacadora, na qual é possível dispor os *pellets* em *big bags* com capacidade de uma tonelada.

Figura 6.17 – Área 400: Obtenção do pellet de PEF.



Fonte: Autores.

6.3 TRATAMENTO DE EFLUENTES

As correntes de efluentes do processo consistem em águas residuais com carga de substâncias orgânicas, como ácidos orgânicos, metanol, acetatos, furfurais, entre outros. Além das correntes de água para tratamento e descarte, ainda encontra-se correntes de purga de metanol, mono etilenoglicol e ácido acético, contaminadas com coprodutos de reação deletérios à qualidade final dos produtos. Fora isso, correntes gasosas com traços de substâncias orgânicas, tais como ácido acético, metanol, acetato e formiato de metila também estão presentes no processo.

6.3.1 Tratamento de efluentes gasosos

Os efluentes gasosos do processo são produzidos nas etapas de desidratação da Área 200 e de oxidação da Área 300. No primeiro caso, gera-se CO_2 , que é removido como corrente de topo na coluna de destilação T-210, juntamente com o formiato de metila também produzido durante a desidratação da frutose. Para a oxidação da Área 300, remove-se CO_2 e O_2 oriundos da reação de oxidação de MMF e HMF, juntamente com resquícios de acetato de metila e ácido acético. Tais correntes gasosas são tratadas através de processos de absorção, utilizando-se água como líquido absorvedor.

A água possui afinidade química com as substâncias orgânicas presentes nessas correntes gasosas, o que facilita sua interação e favorece a captura desses componentes, evitando que esses sejam emitidos na atmosfera e causem danos à saúde de pessoas, sobretudo. A água contendo as substâncias orgânicas absorvidas pode ser encaminhada para as etapas de tratamento de efluentes líquidos, discutidas em sequência.

6.3.2 Tratamento de efluentes líquidos

Um dos principais efluentes líquidos do processo consiste em águas com carga de substâncias orgânicas (muitas delas tóxicas). Dentre essas substâncias, destaca-se o furfural, presente em concentrações relativamente elevadas nos efluentes aquosos da Área 200, em especial aquele gerado como produto de fundo da coluna T-208. Além dele, o DMFD, removido juntamente com água como produto de fundo da coluna T-307, exige tratamento semelhante ao do furfural para sofrer degradação. Especificamente para essas correntes com alto teor de compostos furânicos, recomenda-se o tratamento com peróxido de hidrogênio e catalisador de sulfato de ferro, caracterizando o Processo Fenton. Essa alternativa é recomendada por González et al. (2021) para o tratamento de efluentes com alto teor de furfural, tóxico para microrganismos usados em processos anaeróbicos de tratamento de águas residuais.

Uma vez reduzida a concentração de compostos furânicos, essas correntes de água po-

dem ser misturadas às demais correntes de efluentes aquosos e encaminhadas a um reator UASB, em que a degradação dos compostos orgânicos se dará a partir da ação de microrganismos. É importante, no entanto, proporcionar a neutralização adequada do ácido acético no reator, uma vez que seu excesso pode provocar uma queda acentuada no pH e inviabilizar a ação dos microrganismos (LIN et al., 2008).

As correntes de purga de metanol e ácido acético contém um alto teor dessas respectivas substâncias. No entanto, também possuem quantidades altas de substâncias contaminantes para o processo - tais como FFCA ou solventes indesejados. A fim de evitar a necessidade de diluição dessas correntes para o tratamento em conjunto com as águas residuais, opta-se por armazená-las e destiná-las a uma empresa especializada para o seu tratamento e disposição corretos.

A corrente de purga de mono etilenoglicol, feita após sua remoção nos fundos da coluna T-308, é motivada pelo teor de dietilenoglicol acumulado. Apesar do alto teor de MEG (98%), a presença de DEG como principal contaminante impede seu reuso no processo de polimerização da Área 400, uma vez que o DEG reage com o BHEF produzindo um polímero com menor resistência mecânica em comparação ao formado pela reação com MEG. Sendo assim, seguindo às recomendações para garantia de qualidade do produto final, opta-se por purgar essa corrente, armazenando-a em um tanque. No entanto, dado o elevado teor de MEG, é possível revender esse material a um preço menor daquele despendido para aquisição de MEG 99,9%, o que garante a destinação do produto e a amenização do impacto financeiro relacionada ao gerenciamento dos efluentes produzidos.

7 PROJETO DO PROCESSO

Os balanços de massa e energia foram elaborados considerando os fenômenos de cada operação, sendo utilizados tanto cálculos em planilhas quanto em *softwares* de simulação para a elaboração dos balanços. Após a realização dos balanços, foi realizado o dimensionamento de equipamentos e utilidades, também apresentados na sequência.

7.1 BALANÇO DE MASSA E ENERGIA

Os balanços de massa foram calculados em planilha eletrônica e, então, os resultados foram adicionados a um *software* de simulação de processos, exceto pela Área 100, para que fossem realizados cálculos de balanço de energia e dimensionamento, o que possibilitou a realização de melhorias no processo, principalmente relacionadas à integração energética.

Alguns equipamentos tiveram balanço de energia e dimensionamento calculados através da planilha. O balanço de massa calculado através desse recurso teve seus resultados corroborados pelos obtidos no simulador.

Por fim, os resultados das correntes do processo estão apresentadas nos Apêndices A, B, C e D.

7.2 DIMENSIONAMENTO DE EQUIPAMENTOS

A seguir são apresentados os equipamentos necessários para a operação de cada área da produção.

É válido ressaltar que após os dimensionamentos estruturou-se o *layout* da planta industrial, o mesmo pode ser encontrado no Apêndice P.

7.2.1 Centrífugas

As centrífugas foram utilizadas na Área 100 com duas finalidades: separar os cristais de frutose do licor mãe vindo da cristalização e retirar as enzimas da mistura reacional do reator R-102. Segundo a patente US5230742A, a centrífuga em questão é uma centrífuga de cestos, e foi selecionada com base em sua capacidade.

O dimensionamento foi baseado no catálogo da empresa Broadbent[®], destacado no Anexo B com base na vazão mássica necessária.

As dimensões das centrifugadoras estão destacadas nas Tabela 7.1.

Tabela 7.1 – Resultados das centrífugas da Área 100.

Centrífuga	D_{cesto} (m)	RPM	Capacidade (t/h)	Consumo de Energia (kW)
FF-101	1220	2050	15	75
FF-102	1220	2050	15	75

Fonte: Autores.

7.2.2 Cristalizadores

As áreas 100 e 300 requerem cristalizadores de modo a cristalizar, respectivamente, frutose e DMFD. Os cristalizadores operam em batelada e, em uma linha de produção contínua, precisou-se calcular a quantidade de cristalizadores para atender à demanda contínua. O cálculo da quantidade de cristalizadores bem como o dimensionamento estão descritos no Apêndice I.7.

Com as dimensões calculadas, selecionou-se os cristalizadores que se adequam a essas a partir do catálogo da empresa MecKey[®] com base no Anexo C. O resultado dos dimensionamentos encontra-se na Tabela 7.2. É válido destacar que para a unidade de cristalização K-101 precisa-se de oito equipamentos operando em paralelo. Já para a unidade K-301, são quatro máquinas.

Tabela 7.2 – Resultados dos cristalizadores das Áreas 100 e 300.

Cristalizador	Volume (m³)	Comprimento (m)	Largura (m)	Altura (m)
K-301	36	7,17	3,25	3,83
K-101	36	7,17	3,25	3,83

Fonte: Autores.

7.2.3 Coluna de absorção

A coluna de absorção A-201 é utilizada para sequestrar substâncias voláteis de correntes gasosas. É, portanto, um equipamento cuja finalidade responde ao intuito de garantir segurança às pessoas e adequação às normas ambientais, evitando que quantidades altas de metanol, acetato e formiato de metila, entre outros, sejam liberados na atmosfera como vapor. Na coluna A-201, consegue-se obter uma mistura composta praticamente só por O₂ e CO₂, com apenas 0,037% (em massa) de formiato de metila sendo liberado na forma de vapor. Demais substâncias estão na ordem de ppm.

A coluna de absorção utilizada aproveita a água removida como destilado da T-205 - composto quase inteiramente por água, com baixa temperatura. Devido á pureza elevada, essa corrente de água consegue absorver os componentes voláteis que se deseja remover no efluente gasoso. Para o caso estudado, a coluna de absorção tem 5 m de altura e apenas 15 cm de diâmetro, dadas as baixas vazões de gás e de líquido nela presentes. A coluna é empacotada com anéis de Pall, recheio para o qual é considerada uma altura equivalente a um estágio teórico de 0,5 m - portanto, a coluna conta com 10 estágios. O dimensionamento dessa coluna foi feito diretamente através do simulador de processos utilizado, considerando-se um preenchimento com anéis de Pall.

7.2.4 Colunas de destilação

As torres de destilação estão presente nas Áreas 200, 300 e 400, tendo duas principais finalidades: purificar produtos da área ou recuperar o solventes. O cálculo do dimensionamento das torres de destilação estão dispostos no Apêndice I.11. Na Área 200, as colunas de destilação são responsáveis pela purificação do MMF e HMF, do levulinato de metila e do solvente que recirculado ao processo. Para tal feito, são necessárias dez torres de destilação. Os resultados para o dimensionamento das mesmas encontram-se na Tabela 7.3.

Tabela 7.3 – Resultados do dimensionamento das colunas de destilação da Área 200.

Coluna	N_E	Seção	Diâmetro (m)	Altura (m)
T-201	10	R	0,629	5,486
		E	0,629	
T-202	36	R	0,654	21,336
		E	0,654	
T-203	50	R	1,100	30,480
		E	1,100	
T-204	20	R	2,000	12,192
		E	2,000	
T-205	38	R	1,600	23,165
		E	1,600	
T-206	30	R	0,700	18,288
		E	0,700	
T-207	30	R	1,500	18,288
		E	2,100	
T-208	30	R	1,000	17,678
		E	1,000	
T-209	40	R	1,000	23,774
		E	1,000	
T-210	30	R	0,500	8,839
		E	0,500	

Fonte: Autores.

Por sua vez, as colunas da Área 300 servem para recuperar os solventes, coprodutos ou líquidos de lavagem utilizados: ácido acético, acetato de metila, metanol e MEG. Ao todo, são previstas 8 colunas de destilação nessa área. Os resultados para o dimensionamento das mesmas encontram-se na Tabela 7.4.

Tabela 7.4 – Resultados do dimensionamento das colunas de destilação da Área 300.

Coluna	N_E	Seção	Diâmetro (m)	Altura (m)
T-301	14	R	0,880	7,925
		E	0,880	
T-302	18	R	0,500	8,500
		E	0,500	
T-303	18	R	0,850	12,128
		E	0,850	
T-304	17	R	0,200	8,500
		E	0,200	
T-305	19	R	0,700	11,582
		E	0,700	
T-306	22	R	0,650	11,460
		E	0,650	
T-307	17	R	0,943	12,802
		E	0,943	
T-308	15	R	0,400	10,628
		E	0,400	

Fonte: Autores.

As colunas da Área 400 servem, basicamente, para remover metanol e MEG, purificando o BHEF para que esse siga no processo de polimerização. A coluna T-402 serve ao propósito de gerar uma corrente de metanol purificado, ao mesmo tempo em que concentra o MEG, junto com outras impurezas, na corrente de fundo. Os resultados do dimensionamento estão dispostos na Tabela 7.5.

Tabela 7.5 – Resultados do dimensionamento das colunas de destilação da Área 400.

Coluna	N_E	Seção	Diâmetro (m)	Altura (m)
T-401	15	R	1,000	9,150
		E	1,000	
T-402	29	R	0,300	14,500
		E	0,300	

Fonte: Autores.

7.2.5 Evaporadores

Os evaporadores são necessários de modo a alterar as frações de sólidos presentes nas correntes da Área 100, por necessidade dos equipamentos. O dimensionamento dos evaporadores está descrito no Apêndice I.9. A partir dos resultados de área obtidos do dimensionamento para os evaporadores FE-101, FE-102 e FE-104, buscou-se em catálogos equipamentos que correspondessem à demanda de vapor aliado a área de troca térmica necessária, os quais se encontram no Anexo D.

É válido ressaltar que o evaporador FE-104 é do tipo de filme ascendente, e o catálogo que encontrou-se está referenciado no Anexo E. Os resultados do dimensionamento encontram-se na Tabela 7.6.

Tabela 7.6 – Resultados dos evaporadores da Área 100.

Evaporadores	Comprimento (m)	Largura (m)	Altura (m)
FE-101	12,8	4	13
FE-102	12,8	4	13
FE-103	3,69	2,39	3,72
FE-104	12,8	4	13

Fonte: Autores.

7.2.6 Filtros

Os filtros utilizados na Área 300 para a separação dos cristais formados são de tambor rotativo, conforme recomendado pela literatura (SHAIKH et al., 2013). Para o cálculo, foi utilizada a fração de líquido permitida no sólido, em cada filtro, características da partícula e propriedades do líquido presente no sólido.

Através de cálculos no simulador, obteve-se a área de filtração e, em catálogos, foram selecionados os filtros, obtendo-se as dimensões do equipamento conforme o Anexo F. Os resultados do dimensionamento são apresentados na Tabela 7.7.

Tabela 7.7 – Dimensionamento dos filtros de tambor rotativo da Área 300.

Filtro	A_F (m²)	D_{tambor} (m)	L_{tambor} (m)	$N_{células}$	L (m)	Largura (m)	H (m)
P-301	13,02	2,09	1,98	16	4,00	3,70	2,80
P-302	6,36	1,31	1,55	20	3,43	2,30	2,00
P-303	25,37	2,62	3,08	20	5,52	4,10	4,00
P-304	16,37	2,09	2,49	16	4,56	3,70	2,80
P-305	2,98	0,92	1,03	14	2,83	2,05	1,70

Fonte: Autores.

7.2.7 Lavadores

Os lavadores estão presentes na Área 300, a fim de lavar os cristais filtrados. Para isso são utilizados os mesmos filtros de tambor rotativo, porém com o objetivo de lavar os cristais a fim de se obter a pureza requerida segundo à literatura (SHAIKH et al., 2013). Os cálculos de dimensionamento foram realizados da mesma forma descrita para os filtros na Seção 7.2.6.

As vazões nos lavadores (W-301, W-302, W-303 e W-304) são bastante próximas, por isso possuem a mesma área superficial, 9,3 m² e as mesmas dimensões de altura, comprimento e largura de, respectivamente, 2,0 m, 4,09 m e 2,3 m. Além disso, o diâmetro do tambor é de 1,31 m e o comprimento de 2,25 m, com 20 células de lavagem.

7.2.8 Leito de carvão

Os leitos de carvão são necessários para retirada de resíduos de HMF presentes nas correntes de frutose, estes são tóxicos para as enzimas dos reatores R-101 e R-102, além de prejudicar os rendimentos da cristalização. O cálculo do dimensionamento dos leitos de carvão ativado podem ser encontrados no Apêndice I.5.

É válido ressaltar que em cada unidade do leito de carvão operam dois equipamentos em paralelo, de modo a um suprir a demanda do outro quando este está em regeneração. Deste modo, os resultados do dimensionamento encontram-se na Tabela 7.8.

Tabela 7.8 – Resultados do dimensionamento dos leitos de carvão da Área 100.

Leito de Carvão	Área de Seção (m)	Diâmetro (m)	Altura (m)
P-101	2,62	1,83	0,93
P-102	1,69	1,47	0,93

Fonte: Autores.

É válido ressaltar que existe a necessidade de regeneração do leito de carvão e este processo será realizado internamente na fábrica a partir de um forno, que foi dimensionado de acordo com a quantidade de carvão estimada em cada coluna. O dimensionamento foi realizado via catálogo da empresa *FLSmidt*, empresa especialista em regeneração de carvão ativado, conforme descrito no Anexo G. Desse modo, o forno de regeneração possui 6,7 metros de comprimento, 0,6 metros de diâmetro e consome 60 Watts de energia.

7.2.9 Leito móvel simulado

As colunas de separação cromatográfica do leito móvel simulado servem para realizar a primeira separação da frutose dos oligômeros e glicose que permanecem no xarope. Emprega-se essa tecnologia de separação visto que é o processo empregado em escala industrial para a separação de isômeros, caso em que a separação de glicose e frutose se encaixa.

O dimensionamento está destacado no Apêndice I.10. A unidade de operação é constituída de quatro colunas em série. Os resultados para o dimensionamento estão dispostos na Tabela 7.9.

Tabela 7.9 – Resultados dos cromatógrafos da Área 100.

Leito móvel simulado	Diâmetro das colunas (m)	Altura das colunas (m)
CR-101	2,24	11,65

Fonte: Autores.

7.2.10 Moinho de bolas

O moinho de bolas é necessário para reduzir o tamanho dos cristais-semente de 100-600 mesh para 100-200 mesh, para que estes induzam a formação de cristais de 200 a 600 mesh no cristalizador, K-101. O moinho de bolas utilizado é adequado à vazão de 368,7 kg/h e tamanho de partícula de 100 mesh, conforme mostra o Anexo H.

7.2.11 Peletizadora

É usado o equipamento de peletização (extrusão de peletização de dupla rosca), modelo HF-TS Series, da empresa PARTECO, conforme Anexo I. O tipo TS-91 possui uma capacidade de até 1200 kg/h, diâmetro de 0,091 metros e potência entre 260 e 370 kW.

7.2.12 Reatores

Os reatores estão presentes em todas as áreas e são as grandes funcionalidades das plantas. Podemos segmentá-los em: reatores CSTR, PFR, SSP, de sacarificação, de isomerização e de policondensação, cada qual com a sua funcionalidade na operação industrial.

Na Área 100, há dois reatores: de isomerização, que tem a finalidade de converter glicose em frutose, e de sacarificação, cujo propósito é converter oligômeros em glicose e realimentar o reator de isomerização. Os cálculos do dimensionamento do reatores de isomerização e sacarificação encontram-se, respectivamente, nos Apêndices I.4.4 e I.4.3. Os resultados do dimensionamento dos reatores encontram-se na Tabela 7.10. Na planta operam oito reatores R-101, e dois reatores R-102.

Tabela 7.10 – Resultados do reatores da Área 100.

Reatores	Volume (m ³)	Diâmetro (m)	Altura (m)	Massa de enzima (kg)
R-101	7,21	1,23	6,04	53,66
R-102	35,00	2,23	8,93	1,14

Fonte: Autores.

Já na Área 200, encontram-se outros dois reatores, um CSTR e outro PFR, atuando em conjunto, em que a finalidade de ambos é converter frutose em MMF e HMF. O cálculo do dimensionamento do reator CSTR e PFR encontram-se no Apêndice I.4.1 e I.4.5, respectivamente.

O reator R-201 tem um volume de 24 m³, com as seguintes dimensões de diâmetro e altura, respectivamente, 2,90 m e 3,60. Em relação ao impelidor, o seu diâmetro é 0,97 m e a troca térmica é dada por espiras de 2,61 m de diâmetro.

O R-202 consiste em um conjunto de 4 seções de tubo, que completam o comprimento necessário de 23,31 m. Externamente ao tubo pelo qual a mistura reacional escoar, existe outro tubo que forma o espaço anular pelo qual passa o vapor de aquecimento, que entrega calor para a reação. Dessa forma, os diâmetros externo do tubo interno e interno do tubo externo são, respectivamente, 0,11 e 0,14, garantindo assim uma área de troca térmica de 7,74 m².

Os reatores da Área 300 são responsáveis pela oxidação do MMF e HMF em FDCA e esterificação do FDCA em DMFD, R-301 e R-302, respectivamente. É válido ressaltar que ambos os reatores são do tipo CSTR, cujos cálculos de dimensionamento estão descritos no Apêndice I.4.1.

Os resultados do dimensionamento dos reatores estão apresentados na Tabela 7.11. Ressalta-se que há três reatores da operação R-301 e um para a unidade R-302.

Tabela 7.11 – Resultados dos reatores da Área 300.

Reatores	Volume (m ³)	Diâmetro (m)	Altura (m)	D _{impelidor} (m)
R-301	28,7	3,0	4,0	1,0
R-302	30,6	3,1	4,1	1,0

Fonte: Autores.

Na área 400, o primeiro reator (R-401) é responsável pela reação de transesterificação de DMFD e MEG, com objetivo de produzir o BHEF. O reator de pré-policondensação (R-402) e o reator de policondensação (R-403) irão realizar a polimerização do BHEF produzido com o MEG, para obtenção do PEF. O reator R-404 possui a função de continuar a polimerização em estado sólido. Os cálculos para o R-401 e o R-402 estão descritos no Apêndice I.4.1. Já o cálculo para o Reator R-404, está descrito no Apêndice I.4.5.

O R-403 possui uma configuração difícil de representar por cálculos, pois apresenta agitadores internos que impossibilitariam a simples consideração do tempo de residência para exemplificar as dimensões do reator. Por isso, utilizou-se o exemplo de um reator em condições e capacidades semelhantes às do reator em questão. Tais dimensões são fornecidas com base em um reator real, de acordo com o exemplo abordado por Seavey e Liu (2008) para a obtenção de PET.

O reator R-401 tem 2,41 m de diâmetro e 3,22 m de altura, garantindo um volume de 14,69 m³. O impelidor tem 0,80 m de diâmetro e a troca térmica é dada por espiras de 1,61 m de diâmetro contando com 20 espiras.

Os resultados do dimensionamento dos reatores R-402 e R-404 estão dispostos na Tabela 7.12.

Já o reator de policondensação, R-403, tem 0,43 m de diâmetro e 12,19 m de altura, garantindo assim, um volume de 1,77 m³.

Tabela 7.12 – Resultados dos reatores R-402 e R-404.

Reatores	Volume (m ³)	N _{reatores} (m)
R-402	12,93	1
R-404	44	3

Fonte: Autores.

É importante considerar que, o polímero PEF passa pelo reator SSP (R-404) e se encaminha a um silo abaixo do nível do solo. Após, o produto é direcionado a uma ensacadora de pellets, através de um transportador de parafusos. A ensacadora é composta, na sequência, por um cone de descarga, uma cabeça de enchimento e um selo, que descarrega em um cilindro vibratório. Este cilindro está apoiado em uma mesa vibratória, juntamente de um sistema de pesagem. Essa configuração está apresentada no Anexo J.

7.2.13 Secador

O secador se trata de um equipamento horizontal, está presente na Área 100 e é responsável pela remoção de água residual da centrifugação da corrente de cristais de frutose. O dimensionamento está apresentado no Apêndice I.6. Sendo assim, o secador (DE-101) possui comprimento de 5,77 metros e diâmetro de 1,51 metros.

7.2.14 Tanques de armazenamento

Os tanques estão presentes em todas as áreas e a sua finalidade é de armazenar líquidos que servem para serem reagentes, produtos, inertes, entre outros. O cálculo do dimensionamento dos tanques está descrito no Apêndice I.8, considerando tempo de residência de 168 horas, e os resultados estão apresentados na Tabela 7.13.

Tabela 7.13 – Resultados dos tanques de armazenamento.

Tanques	Material	Fluxo (m ³ /h)	Quantidade de tanques	Altura (mm)	Diâmetro (mm)
TT-101	Xarope de glicose	2,38	5	5705	3660
TT-102	Frutose	1,10	4	6000	10700
TT-103	Cristais de frutose	0,23	1	600	1000
TT-104	Água	13,56	5	10395	7000
TT-201	Água	0,30	1	2300	2300
TT-202	Ácido sulfúrico	3,94	1	850	850
TT-203	Metanol	6,05	1	2170	2170
TT-204	Hidróxido de sódio	0,71	1	1070	1070
TT-206	Levulinato de metila	0,20	1	3820	3820
TT-301	HMF/MMF	989,37	2	9435	5000
TT-302	Oxigênio	623,16	2	7800	7000
TT-303	Ácido acético	1203,23	2	12735	7000
TT-304	Metanol	1187,93	5	9435	5000
TT-305	Monoetilenoglicol	266,36	2	7080	3660
TT-306	Acetato de metila	264,65	2	7080	3660
TT-401	Solução de Catalisador	0,02	1	1800	1800
TT-402	Monoetilenoglicol	0,73	1	5910	5910
TT-403	Solução de catalisador	0,01	1	1550	1550

Fonte: Autores.

Os mixers possuem impelidores e diferentes tempos de residência. Os resultados estão

expostos na Tabela 7.14.

Tabela 7.14 – Resultados dos mixers.

Tanque agitador	Vazão volumétrica (m ³ /h)	Volume (m ³)	Tempo de residência (h)	Altura (m)	Diâmetro (m)	Diâmetro do impelidor (m)
M-101	17,37	0,52	0,02	0,46	0,79	0,26
M-102	31,24	0,09	0,02	0,58	0,44	0,15
M-103	19,55	0,01	0,02	0,28	0,21	0,07
M-104	25,21	0,02	0,02	0,33	0,25	0,08
M-201	0,31	0,08	0,18	1,00	0,58	0,46
M-202	14,91	1,49	0,08	1,00	1,36	1,36
M-301	5,06	6,75	1,00	3,04	1,75	0,58
M-302	0,73	0,98	1,00	1,39	1,00	0,33
M-303	6,10	8,14	1,00	3,45	1,75	0,58
M-304	0,70	0,94	1,00	1,39	1,00	0,33
M-305	4,54	6,05	1,00	2,62	1,75	0,58
M-307	0,43	0,57	1,00	1,39	1,00	0,33
M-308	3,71	4,94	1,00	2,95	1,50	0,50
M-309	4,17	5,56	1,00	2,62	1,75	0,58
M-310	0,20	0,26	1,00	1,39	1,00	0,33
M-311	0,70	0,93	1,00	1,39	1,00	0,33
M-312	0,90	1,20	1,00	1,99	1,00	0,33
M-313	5,30	7,07	1,00	3,04	1,75	0,58
M-314	6,10	8,14	1,00	3,45	1,75	0,58
M-315	1,41	1,87	1,00	1,86	1,20	0,40
M-316	1,50	2,00	1,00	1,86	1,20	0,40
M-405	1,25	5,00	8,35	2,66	1,99	0,66
M-402	0,88	0,50	0,58	1,10	0,82	0,27

Fonte: Autores.

7.2.15 Trocadores de calor

Na planta industrial existem dois tipos de trocadores de calor: placa e casco e tubos. Os cálculos para os trocadores de calor de placas e de tubos estão descritos, respectivamente, nos Apêndices I.3 e I.2.

As Tabelas 7.15 e 7.16 apresentam os resultados dos trocadores de calor de placas e de casco e tubos, respectivamente.

Tabela 7.15 – Resultados dos trocadores de placas.

Trocador	A_{troca} (m²)	Largura das Placas (m)	Comprimento (m)	N_{placas}
E-102	67,80	0,48	1,30	108
E-104	740,20	1,60	4,30	1051
E-105	5,10	0,83	0,10	21
E-401	6,10	0,48	1,10	96

Fonte: Autores.

Tabela 7.16 – Resultados dos trocadores de calor de casco e tubos.

Trocadores	A_{troca} (m²)	$D_{interno}$ (m)	L_{tubo} (m)	N_{tubos}	N_{passes}
E-101	129,60	0,0148	3,21	583	5
E-103	129,60	0,015	2,02	92	1
E-106	3,70	0,015	1,27	51	1
E-107	9,90	0,015	1,87	44	1
E-108	109,90	0,015	1,86	493	1
E-109	6,40	0,015	1,1	95	1
E-110	20,20	0,015	1,57	215	1
E-201	112,00	0,0254	23,39	60	3
E-301	23,20	0,015	18,40	419	1
E-302	3,50	0,015	1,72	34	4
E-303	1,30	0,015	1,57	51	1
E-304-A	152,60	0,023	5,91	20	17
E-304-B	152,60	0,023	5,91	20	17
E-304-C	152,60	0,023	5,91	20	17
E-305	16,60	0,015	1,57	36	2
E-306	1,60	0,0148	1,12	34	4
E-307	21,70	0,0148	5,91	608	1
E-308	15,30	0,0148	2,90	668	4
E-402	12,63	0,02	2,92	60	2
E-403	2,81	0,02	1,30	30	1

Fonte: Autores.

7.2.16 Vasos flash

Os vasos flash têm duas principais funcionalidades: retirar frações de vapor das correntes de líquidos e recuperar energia de líquidos provenientes da condensação de vapor em alta pressão, reevaporando-os. O dimensionamento está descrito no Apêndice I.1 e os resultados estão descritos na Tabela I.1.

Tabela 7.17 – Dimensões dos vasos *flash*.

Equipamento	Altura (m)	Diâmetro (m)
Vaso de reevaporação de condensado	6,72	1,68
V-301	3,70	1,10
V-302	3,70	0,90

Fonte: Autores.

8 CONTROLE DO PROCESSO

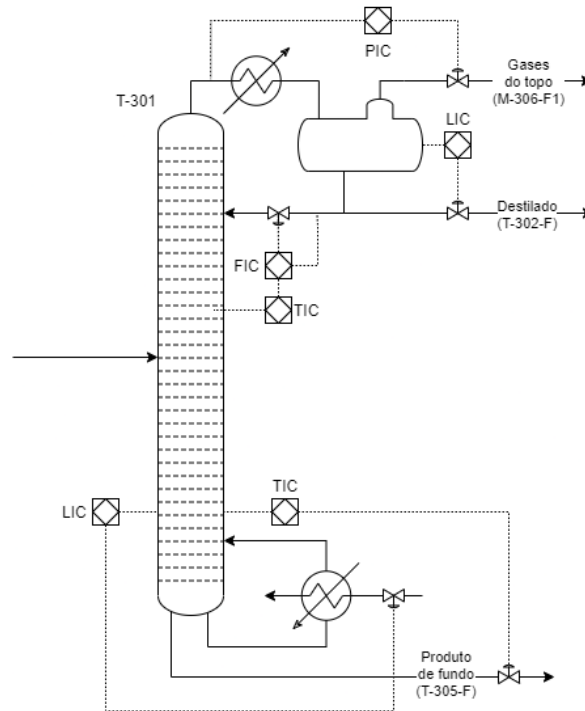
Para a realização do controle de processo, selecionou-se a coluna de destilação T-301 por se tratar de um equipamento chave para o processo de recuperação do solvente do reator de oxidação, além da destilação ser uma operação unitária que trabalha conceitos importantes de controle.

8.1 CONTROLE DA TORRE DE DESTILAÇÃO T-301

Ao analisar a torre de destilação, percebe-se a possibilidade de incluir cinco válvulas no sistema, inferindo-se assim que cinco é a quantidade máxima de variáveis manipuladas a controlar. Portanto, desejou-se atuar nos seguintes pontos chaves do sistema:

- **Controle da pressão no topo da torre:** caso houver redução ou aumento brusco da pressão pode haver uma maior quantidade de produto pesado no topo ou de produto leve no fundo da torre, respectivamente.
- **Controle do nível do reservatório de destilado:** evita transbordamento no reservatório da torre.
- **Controle da composição do produto de topo:** por se tratar de uma torre fundamental, o controle da composição é de suma importância acontecer para não prejudicar separações posteriores, e consequentemente a pureza dos produtos finais.
- **Controle da composição do produto de fundo:** análise similar do tópico acima.
- **Controle do nível de fundo da torre:** em caso de descontrole nessa variável, pode-se ocorrer inundação na torre.

Figura 8.1 – Controle para coluna de alta razão de refluxo e com condensação parcial no topo.



Fonte: Autores.

Existem diferentes maneiras para realizar o controle da pressão no topo da torre, nesse caso, a manipulação do alívio da vazão de gases do topo com o indicador e controlador de pressão é a mais adequada de acordo com Teixeira e De Campos (2006). É válido ressaltar que a variável deverá ser controlada em 1 bar.

Para realizar o controle do nível do reservatório, utilizou-se a estratégia de aumentar ou diminuir a vazão do destilado.

Assim, fez-se necessário tomar uma ação de controle para a composição do produto de fundo, podendo-se adotar duas estratégias distintas: análise ou inferência. A estratégia de análise implica em maiores custos de investimentos e operação, além de se tratar de uma técnica que deve-se considerar o tempo morto.

No caso dessa torre, pode-se perceber que o perfil de temperatura da torre não é plano, com variações expressivas. Portanto, por se tratar de uma coluna com pressão constante, medindo-se a temperatura de um prato sensível faz-se o suficiente para controlar a composição da saída para uma certa composição de carga, indicando-se assim o uso da estratégia por inferência.

Para tanto, escolheu-se atuar no prato número 6, por se tratar de uma diferença significativa de temperatura em relação ao seu anterior (aproximadamente $1,62^{\circ}\text{C}$).

Com as duas variáveis finais faltantes, precisou-se analisar uma variável de operação da torre: a razão de refluxo. De modo a controlar o nível de fundo da torre, deve-se avaliar a grandeza da razão de refluxo: caso a razão de refluxo for consideravelmente pequena, controla-

se o nível de fundo da torre manipulando a vazão de produto de fundo.

Por se tratar de uma torre de destilação com uma alta razão de refluxo, procurou-se outra estratégia para haver o controle do nível de fundo. Para tanto, decidiu-se controlar essa variável com a manipulação da vazão de fluido quente no refeedor: quanto maior a vazão de fluido quente, maior a taxa de vaporização do componente e menor será o nível de fundo, e, de modo contrário para aumentar o nível do fundo.

Por fim, controlou-se a composição do produto de fundo de modo similar ao controle da composição do produto de topo: inferindo-se da temperatura da corrente e manipulando a vazão do produto de fundo.

9 PROJETO DAS INSTALAÇÕES INDUSTRIAIS

Na presente seção, serão apresentados os resultados para o dimensionamento das tubulações do processo e das utilidades empregadas. Apresentam-se os resultados para as tubulações relativas aos fluxos de matéria do processo em si, das linhas de vapor e condensado, água, fluidos de resfriamento, óleo térmico e gás natural.

9.1 INSTALAÇÕES DO PROCESSO

As instalações do processo compreendem as tubulações para transporte de fluidos, perda de carga dos líquidos e os parafusos helicoidais para transporte de sólidos.

9.1.1 Diâmetro de tubulação

Os diâmetros de tubulação foram calculados conforme a Equação 9.1.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot Q}{3600 \cdot v_{max} \cdot \pi}} \quad (9.1)$$

Em que D está em mm, Q em m³/h e v_{max} está em m/s. A vazão volumétrica foi obtida através de simulação ou cálculo por densidades. Já a faixa de velocidade recomendada é retirada das Normas ASME B.36.10 e B.36.19, as quais se encontram no Anexo K, segundo Telles e Barros (1998) e segue a nomenclatura apresentada na Tabela 9.1.

Tabela 9.1 – Legenda para abreviatura da classificação dos fluidos transportados em tubulação.

Abreviação	Classificação do fluido
HC-L	Hidrocarboneto líquido
AC-L	Ácido em fase líquida
AC-G	Ácido em fase gasosa
GG	Saída de gás
AG	Água

Fonte: Autores.

Com o diâmetro calculado foi possível selecionar o diâmetro da tubulação conforme as Normas ASME citadas por Telles e Barros (1998) para *schedule* 40. A partir do diâmetro selecionado e a Equação 9.1, evidenciando-se a velocidade, foi calculada a velocidade real do fluido na tubulação, dado o diâmetro tabelado.

O resultado do dimensionamento das tubulações das áreas 100, 200, 300 e 400 são apresentadas nos Apêndices E, F, G e H, respectivamente.

9.1.2 Dimensionamento dos parafusos transportadores helicoidais

O transporte de sólidos será feito por parafusos transportadores helicoidais que são selecionados, de acordo com a vazão volumétrica e vazão mássica da corrente de sólidos, conforme Anexo L. A Tabela 9.2 apresenta o diâmetro do equipamento e a velocidade de rotação do parafuso.

Tabela 9.2 – Dimensionamento dos parafusos transportadores helicoidais da Área 100.

Corrente	K-101-F2	FF-101-F1	DE-101-F	M-104-F1	TT-102-F	TT-103-F
Origem	TT-103	K-101	FF-101	FF-101	DE-101	TT-102
Destino	K-101	FF-101	DE-101	M-104	TT-102	TT-103
Vapor (%m/m)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Líquido (%m/m)	0,0007	0,1319	0,0045	0,1450	0,0007	0,0007
Sólido (%m/m)	0,9993	0,8681	0,9955	0,8550	0,9993	0,9993
Vazão (m ³ /h)	0,263	1,650	6,496	3,219	1,600	0,266
Diâmetro (mm)	101,6	228,6	304,8	228,6	228,6	101,6
Especificação (lb Mat'l)	75	50	75	75	50	75
Vel. Recom. (rpm)	1 a 65	1 a 50	1 a 50	1 a 50	1 a 50	1 a 65
Vel. Real. (rpm)	48,1	36,0	39,9	42,1	35,3	48,3

Fonte: Autores.

9.1.3 Perda de carga nas tubulações

Com as tubulações dimensionadas, pode-se calcular a perda de carga na tubulação utilizando também os dados de comprimento, rugosidade relativa e viscosidade dos fluidos. Dados

de comprimento de tubulação são retirados da planta industrial e, assim, é possível calcular a perda de carga distribuída ao longo da tubulação, conforme sugerido por Macintyre (2010).

Primeiramente, deve-se calcular o Reynolds, como segue-se pela Equação 9.2.

$$Re = \frac{\rho \cdot d \cdot v}{\mu} \quad (9.2)$$

Onde ρ é a densidade do fluido ($kg \cdot m^{-3}$), d é o diâmetro da tubulação (m), v é a velocidade de escoamento ($m \cdot s^{-1}$) e μ é a viscosidade dinâmica do fluido ($Pa \cdot s$).

Com o Reynolds obtido por corrente, pode-se calcular a perda de carga distribuída na tubulação, demonstrado pela Equação 9.3.

$$J = f \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{v^2}{2g} \quad (9.3)$$

Onde f é o fator de atrito, l é o comprimento do trecho (m), d é o diâmetro da tubulação (m), v é a velocidade de escoamento ($m \cdot s^{-1}$) e g é a aceleração da gravidade ($m \cdot s^{-2}$). O fator f é função da rugosidade absoluta das paredes (ϵ) e do diâmetro interno da tubulação. Foi adotada a Equação 9.4, conhecida como equação de Haaland, para o cálculo de f .

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -1,8 \cdot \log \left(\left(\left(\frac{\epsilon}{d} \right)^{1,11} + \frac{6,9}{Re} \right) \right) \quad (9.4)$$

Os resultados de perda de carga distribuída nas correntes estão dispostos na Tabela 9.3.

Tabela 9.3 – Perda de carga distribuída nas correntes de líquido.

(continua)

Corrente	Reynolds	Fator de atrito	Perda de carga distribuída (m)
M-101-F1	614,43	0,0840	2,26
M-101-F2	31.326,73	0,0292	1,22
E-101-F	36.394,41	0,0288	0,17
R-101-F	36.254,39	0,0288	4,45
M-102-F1	36.378,67	0,0288	4,07
FE-101-F	91.552,46	0,0257	1,07
M-105-F1	232.757,20	0,0295	7,89
E-102-F	505,12	0,0896	0,49
CR-101-F1	10.550,97	0,0335	0,83
CR-101-F2	377.736,34	0,0260	2,81
E-103-F	502.797,77	0,0245	1,91
M-103-F1	155.930,78	0,0277	5,25

Tabela 9.3 – Perda de carga distribuída nas correntes de líquido.
(continuação)

Corrente	Reynolds	Fator de atrito	Perda de carga distribuída (m)
M-103-F2	425.154,62	0,0359	2,37
P-101-F	31.069,13	0,0292	4,97
FE-102-F	31.154,22	0,0292	1,52
M-105-F2	265.577,03	0,0294	2,42
FE-103-F	367,73	0,1050	20,64
K-101-F1	7.080,94	0,0397	6,92
FF-101-F2	7.381,29	0,0528	2,62
M-104-F2	293.769,25	0,0294	1,57
E-106-F	195.227,56	0,0276	3,17
P-102-F	9.668,72	0,0395	1,67
M-102-F2	154.191,29	0,0277	3,68
R-102-F1	198.613,34	0,0249	3,76
E-104-F	198.779,62	0,0249	1,77
E-104-H	272.763,56	0,0247	0,48
E-105-F	272.527,08	0,0247	0,47
FF-102-F	217.788,35	0,0249	1,19
FE-104-F	217.788,35	0,0249	0,46
M-105-F3	250.617,68	0,0275	11,32
M-105-G	65.183,81	0,0367	2,19
M-106-F1	81.400,57	0,0366	13,13
M-106-F2	102.006,87	0,0338	6,27
M-106-F3	82.083,66	0,0340	12,53
M-106-F4	117.966,42	0,0312	21,94
M-105-F4	25.976,85	0,0308	0,40
TT-104-F2	80.605,86	0,0284	1,23
A-201-L	13.865,90	0,0459	1,94
A-201-T	15.702,60	0,0455	15,51
T-201-F	535.557,80	0,0272	0,17
T-202-F	250.407,91	0,0275	0,09
T-203-F	178.768,18	0,0335	1,72
T-203-R	57.861,90	0,0369	0,31
T-204-F	84.641,94	0,0365	0,70
T-205-D	21.289,85	0,0496	78,28
T-205-F	18.895,36	0,0389	0,52
T-205-R	32.928,88	0,0409	6,45

Tabela 9.3 – Perda de carga distribuída nas correntes de líquido.
(continuação)

Corrente	Reynolds	Fator de atrito	Perda de carga distribuída (m)
T-206-F	81.237,24	0,0433	5,93
T-206-R	36.719,53	0,0489	2,17
T-207-D	16.748,79	0,0501	7,14
T-207-F	54.325,83	0,0435	2,26
T-207-R	7.458,31	0,0527	1,18
T-208-R	21.864,26	0,0496	0,12
T-209-R	105.855,24	0,0299	0,15
T-210-R	19.740,87	0,0450	0,13
M-201-F1	10.506,65	0,0514	1,65
M-201-F2	141,28	0,1865	0,00
E-201-F	67.132,20	0,0286	0,10
M-206-P	106.409,93	0,0299	0,23
M-204-EF	26.951,44	0,0412	1,87
M-207-F1	18.026,37	0,0499	3,50
P-205-O	16.783,02	0,0501	5,62
R-201-1	60.181,77	0,0306	0,49
R-201-3	18.011,60	0,0499	0,92
R-201-P	82.998,29	0,0302	0,16
R-202-F	330.310,45	0,0274	0,11
M-202-F1	535.038,67	0,0272	0,37
K-301-F	57.406,26	0,0319	5,35
E-301-C	105.396,87	0,0300	0,09
E-301-H	174.031,16	0,0296	1,07
E-302-C	126.998,21	0,0298	0,08
E-303-C	145.640,64	0,0310	2,52
E-304-C	154.723,57	0,0310	1,21
E-304-H	281.086,81	0,0294	2,51
E-305-F	300.660,75	0,0294	0,94
E-306-F	144.416,89	0,0310	1,73
E-307-C	46.133,67	0,0322	2,30
E-307-H	133.932,35	0,0311	0,29
E-308-F	76.743,80	0,0315	0,27
J-301-F	105.242,65	0,0300	0,18
J-302-F	128.280,16	0,0298	0,32
J-303-F	150.876,17	0,0310	1,72

Tabela 9.3 – Perda de carga distribuída nas correntes de líquido.
(continuação)

Corrente	Reynolds	Fator de atrito	Perda de carga distribuída (m)
M-301-F1	34.534,32	0,0440	3,29
M-301-F2	8.030,28	0,0524	2,77
M-301-F3	85.877,63	0,0301	0,22
M-303-F2	107.470,00	0,0312	0,20
M-305-F3	34.488,21	0,0408	0,82
M-305-F2	98.770,36	0,0313	0,58
M-307-F1	27.885,54	0,0492	1,70
M-307-F2	2.202,99	0,0626	0,04
M-307-F3	223,43	0,1425	0,00
M-308-F	89.039,73	0,0301	0,86
M-309-F1	22.547,33	0,0416	0,34
M-309-F2	93.352,51	0,0313	0,36
M-310-F	10.310,63	0,0514	5,56
M-310-G	2.278,87	0,0621	0,14
M-311-F	32.684,17	0,0441	1,41
M-311-G	1.714,15	0,0661	0,03
M-312-F1	18.983,79	0,0498	4,73
M-312-F2	30.353,34	0,0442	0,61
M-313-F	105.466,65	0,0312	0,87
M-313-G	33.623,54	0,0490	6,79
M-314-F1	34.988,37	0,0440	25,98
M-314-F2	97.943,64	0,0313	0,17
M-315-F	55.622,90	0,0369	2,30
M-315-G	19.246,93	0,0498	2,81
P-301-F	104.476,72	0,0300	0,16
P-302-F	135.104,60	0,0311	1,37
P-303-F	62.045,35	0,0318	3,11
P-304-F	46.482,16	0,0322	0,32
P-305-F	32.573,15	0,0490	6,91
R-301-F1	130.124,28	0,0298	0,96
T-301-F	126.237,34	0,0298	0,40
T-302-F	18.515,94	0,0451	1,08
T-303-D	999,40	0,0764	18,73
T-303-F	31.833,73	0,0490	3,57
T-303-R	2.272,47	0,0622	0,03

Tabela 9.3 – Perda de carga distribuída nas correntes de líquido.
(continuação)

Corrente	Reynolds	Fator de atrito	Perda de carga distribuída (m)
T-304-F	21.032,39	0,0496	1,87
T-304-R	20.092,14	0,0497	1,07
T-305-F	80.655,54	0,0284	0,09
T-306-F	10.840,72	0,0348	1,24
T-306-R	7.715,31	0,0526	0,47
T-307-F	96.001,19	0,0313	3,81
T-307-R	34.131,39	0,0489	1,47
T-308-D	10.442,63	0,0514	2,73
T-308-F1	22.140,44	0,0385	2,95
V-301-F	136.051,01	0,0298	0,36
W-301-F2	37.531,35	0,0407	0,44
W-302-F2	35.516,66	0,0408	5,38
W-303-F2	36.415,83	0,0375	0,26
W-304-F2	47.672,87	0,0371	0,75
J-404-F	12.015,37	0,0426	0,19
J-405-F	319,98	0,1160	0,00
M-401-F1	1.010,07	0,0701	0,90
M-402-F1	2.603,01	0,0527	0,35
J-401-F	2.567,57	0,0529	0,40
M-404-F1	320,77	0,1158	0,03
J-401-F	2.567,57	0,0529	0,40
J-405-F	319,98	0,1160	0,03
E-401-C	77.696,31	0,0339	0,42
R-402-F2	56,55	0,3750	0,04
R-402-F1	2.085,83	0,0537	0,60
R-403-F	657,43	0,0816	0,60
T-308-F2	13.635,97	0,0421	1,69
M-401-F2	7.188,57	0,0472	0,74
E-401-H	12.974,76	0,0364	0,28
T-401-F2	65.180,45	0,0278	0,09
T-402-D	46.243,81	0,0395	3,13
T-402-F	14.495,89	0,0397	0,35
TT-301-F	32.952,38	0,0409	4,47

Fonte: Autores.

Para o cálculo da perda de carga localizada, fez-se necessário realizar o levantamento de todos acessórios necessários na tubulação, bem como seus fatores de perda de carga. Para realizar o cálculo da perda de carga, somou-se a quantidade de acessórios necessários em cada corrente e projetou-se os valores de comprimento equivalente, sendo considerados por diâmetro. Os valores foram calculados de acordo com a Equação 9.5.

$$J = \text{fator } k \times D_{\text{tubulação}} \quad (9.5)$$

Os valores dos coeficientes k para cada acessório está descrito na Tabela 9.4.

Tabela 9.4 – Valores do coeficiente k para cada acessório.

Acessório	Coefficiente K
Curva 90°	30
Tê	60
Válvula globo	340
Válvula gaveta	8
Entrada arredondada	5
Saída arredondada	2

Fonte: Pinheiro (2016).

Os resultados de perda de carga localizada, bem como a quantidade de acessórios nas correntes estão dispostos na Tabela 9.5.

Tabela 9.5 – Perda de carga localizada nas correntes de líquido.

Corrente					(continua)
	Válvula de controle (globo)	Válvula de contenção (gaveta)	Cotovelo	Tê	Perda de carga localizada (m)
M-101-F1	1	1	0	0	9,26
M-101-F2	1	0	1	0	22,57
E-101-F	1	0	0	0	21,32
R-101-F	8	8	2	9	188,35
M-102-F1	8	8	2	9	188,35
FE-101-F	1	0	2	0	29,60
M-105-F1	1	0	2	0	15,50
E-102-F	1	0	1	0	28,04
CR-101-F1	4	4	0	4	114,67
CR-101-F2	4	4	0	4	92,29
E-103-F	1	1	2	0	30,23

Tabela 9.5 – Perda de carga localizada nas correntes de líquido.

(continuação)

Corrente	Válvula de controle (globo)	Válvula de contenção (gaveta)	Cotovelo	Tê	Perda de carga localizada (m)
M-103-F1	4	4	0	4	77,28
M-103-F2	1	0	0	0	7,11
P-101-F	1	1	2	1	25,58
FE-102-F	1	1	2	1	25,58
M-105-F2	1	1	0	0	14,20
FE-103-F	1	0	3	1	17,14
K-101-F1	8	8	2	6	103,04
FF-101-F2	1	1	3	0	3,75
M-104-F2	1	0	0	0	13,87
E-106-F	1	0	2	0	19,95
P-102-F	1	0	2	0	10,11
M-102-F2	1	1	2	0	20,37
R-102-F1	4	4	0	4	114,67
E-104-F	2	2	0	1	55,78
E-104-H	1	0	0	0	26,49
E-105-F	1	0	0	0	26,49
FF-102-F	2	0	1	0	54,53
FE-104-F	1	0	0	0	26,49
M-105-F3	1	0	3	0	21,00
M-105-G	1	1	2	1	8,53
M-106-F1	1	0	1	0	7,52
M-106-F2	1	0	1	0	9,58
M-106-F3	1	1	4	0	11,38
M-106-F4	0	0	4	0	2,80
M-105-F4	0	1	0	0	0,42
TT-104-F2	1	1	2	1	21,42
A-201-L	1	1	2	1	5,10
A-201-T	1	1	1	0	4,60
T-201-F	1	1	1	0	19,32
T-202-F	1	0	0	0	17,85
T-203-F	1	0	2	0	10,11
T-203-R	1	1	0	0	7,27
T-204-F	1	0	1	1	7,94
T-205-D	1	1	1	0	3,39

Tabela 9.5 – Perda de carga localizada nas correntes de líquido.

(continuação)

Corrente	Válvula de controle (globo)	Válvula de contenção (gaveta)	Cotovelo	Tê	Perda de carga localizada (m)
T-205-F	1	0	1	0	7,52
T-205-R	1	1	0	0	5,50
T-206-F	1	0	1	0	4,50
T-206-R	1	1	1	0	3,39
T-207-D	1	1	1	0	3,39
T-207-F	1	0	2	0	4,75
T-207-R	1	1	0	0	3,20
T-208-R	1	1	1	0	3,39
T-209-R	1	1	1	0	15,01
T-210-R	1	1	0	0	4,35
M-201-F1	1	1	1	0	3,39
M-201-F2	1	1	1	0	3,39
E-201-F	1	1	0	0	18,27
M-206-P	1	1	1	1	15,83
M-204-EF	1	1	2	1	6,45
M-207-F1	1	1	2	1	3,75
P-205-O	1	1	2	1	3,75
R-201-1	1	1	0	0	14,20
R-201-3	1	1	0	0	3,20
R-201-P	1	1	0	0	14,20
R-202-F	1	1	0	0	18,27
M-202-F1	1	1	1	0	19,32
P-206-F	1	1	2	1	3,75
M-202-F2	1	1	2	1	3,75
K-301-F	4	4	2	2	51,52
E-301-C	0	1	0	0	0,33
E-301-H	3	3	1	2	45,04
E-302-C	1	1	0	0	14,20
E-303-C	0	1	2	0	1,68
E-304-C	3	3	2	1	38,64
E-304-H	3	3	3	2	46,68
E-305-F	3	3	1	2	45,04
E-306-F	3	3	3	2	40,04
E-307-C	1	0	2	0	13,30

Tabela 9.5 – Perda de carga localizada nas correntes de líquido.

(continuação)

Corrente	Válvula de controle (globo)	Válvula de contenção (gaveta)	Cotovelo	Tê	Perda de carga localizada (m)
E-307-H	1	0	0	0	11,90
E-308-F	1	0	0	0	11,90
J-301-F	1	0	0	0	13,87
J-302-F	1	0	0	0	13,87
J-303-F	1	0	0	0	11,90
M-301-F1	1	0	0	0	4,25
M-301-F2	1	0	1	0	3,31
M-301-F3	1	0	0	0	13,87
M-303-F2	1	0	0	0	11,90
M-305-F3	1	0	0	0	5,37
M-305-F2	1	0	1	0	12,60
M-308-G	1	1	2	1	3,75
M-307-F1	1	0	0	0	3,13
M-307-F2	1	0	1	0	3,31
M-307-F3	1	0	1	0	3,31
M-308-F	1	0	2	0	15,50
M-309-F1	1	0	0	0	5,37
M-309-F2	1	0	0	0	11,90
M-310-F	1	0	1	0	3,31
M-310-G	1	1	2	1	3,75
M-311-F	1	0	0	0	4,25
M-311-G	1	1	2	1	3,75
M-312-F1	1	0	0	0	3,13
M-312-F2	1	0	0	0	4,25
M-313-F	1	0	0	0	11,90
M-313-G	1	1	2	1	3,75
M-314-F1	1	0	1	0	4,50
M-314-F2	1	0	0	0	11,90
M-315-F	1	0	0	0	7,11
M-315-G	1	1	2	1	3,75
P-301-F	1	0	0	0	13,87
P-302-F	1	0	2	0	13,30
P-303-F	4	4	0	2	50,12
P-304-F	1	0	0	0	11,90

Tabela 9.5 – Perda de carga localizada nas correntes de líquido.

(continuação)

Corrente	Válvula de controle (globo)	Válvula de contenção (gaveta)	Cotovelo	Tê	Perda de carga localizada (m)
P-305-F	1	0	2	0	3,50
R-301-F1	3	3	2	2	45,86
T-301-F	1	1	0	0	14,20
T-302-F	1	1	0	0	4,35
T-303-D	1	0	1	0	3,31
T-303-F	1	1	1	0	3,39
T-303-R	1	1	2	1	3,75
T-304-F	1	1	3	0	3,75
T-304-R	1	1	2	1	3,75
T-305-F	1	1	2	0	20,37
T-306-F	1	1	1	0	19,32
T-306-R	1	1	2	1	3,75
T-307-F	1	1	3	0	14,28
T-307-R	1	1	2	1	3,75
T-308-D	1	1	2	1	3,75
T-308-F1	1	1	2	0	8,11
V-301-F	1	0	0	0	13,87
W-301-F2	1	0	0	0	5,37
W-302-F2	1	0	1	0	5,69
W-303-F2	1	0	0	0	7,11
W-304-F2	1	0	0	0	7,11
M-405-F	1	1	0	0	0,00
J-404-F	1	1	1	0	6,26
J-405-F	1	1	0	0	4,87
M-401-F1	1	1	1	0	7,73
M-402-F1	0	1	0	0	0,17
J-401-F	1	0	0	0	7,14
M-404-F1	1	1	1	0	5,15
J-401-F	1	0	0	0	7,14
J-405-F	1	1	2	0	5,43
E-401-C	1	1	0	0	9,40
R-402-F2	1	1	0	0	4,87
R-402-F1	1	1	2	0	12,80
E-402-F	1	1	0	0	212,28

Tabela 9.5 – Perda de carga localizada nas correntes de líquido.

(continuação)

Corrente	Válvula de controle (globo)	Válvula de contenção (gaveta)	Cotovelo	Tê	Perda de carga localizada (m)
R-403-F	1	1	0	0	9,40
E-403-F1	1	1	0	1	32,75
E-403-F2	3	3	2	2	47,21
M-405-F	1	1	0	0	0,00
T-308-F2	2	2	3	0	12,85
M-401-F2	1	1	1	0	5,15
E-401-H	1	1	2	0	12,80
T-401-F2	1	1	0	0	20,88
T-402-D	1	1	2	1	6,94
T-402-F	1	1	0	0	7,31
TT-301-F	1	1	0	0	5,50
J-402-F	1	1	1	0	9,94
M-404-F2	1	1	2	0	6,60
M-406-F	1	1	1	0	6,26

Fonte: Autores.

De modo a calcular a variação de pressão na tubulação, fez-se necessário somar ambas perdas de carga e a altura geométrica de cada corrente. Com isso, pode-se projetar perda de carga total nas correntes e os resultados da seleção das bombas pode-se encontrar na Tabela 9.6.

É válido ressaltar que as bombas foram selecionadas com base em dois modelos gerais: um modelo que abrange perda de cargas menores e outro para abranger perda de cargas maiores. O catalogo das bombas está no Anexo M.

Tabela 9.6 – Perda de carga total e seleção das bombas.

(continua)

Corrente	Vazão (m³/h)	Head (mca)	Bomba Selecionada	Potência (CV)
K-301-F	5,627	60,87	TMDL-32/31	100
E-301-C	5,145	1,02	RL-33B	7,5
E-301-H	5,457	46,71	TMDL-32/31	100
E-302-C	5,359	13,87	RL-33B	7,5
E-303-C	6,109	4,40	RL-33B	7,5
E-304-C	6,177	40,85	TMDL-32/22	75
E-304-H	7,68	50,19	TMDL-32/31	100

Tabela 9.6 – Perda de carga total e seleção das bombas.

(continuação)

Corrente	Vazão (m³/h)	Head (mca)	Bomba Selecionada	Potência (CV)
E-305-F	7,898	45,48	TMDL-32/31	100
E-306-F	6,196	41,77	TMDL-32/31	100
E-307-C	4,638	16,40	RL-33C	7,5
E-307-H	6,069	12,99	RL-33B	7,5
E-308-F	5,73	12,37	RL-33B	7,5
M-301-F1	0,783	7,54	RL-33B	7,5
M-301-F2	0,171	6,08	RL-33B	7,5
M-301-F3	4,214	14,09	RL-33B	7,5
M-303-F2	5,3	12,10	RL-33B	7,5
M-305-F3	0,648	6,19	RL-33B	7,5
M-305-F2	4,101	13,18	RL-33B	7,5
M-307-F1	0,296	4,83	RL-33B	7,5
M-307-F2	0,019	3,35	RL-33B	7,5
M-307-F3	0,011	3,31	RL-33B	7,5
M-308-F	4,321	16,37	RL-33C	7,5
M-309-F1	0,542	5,72	RL-33B	7,5
M-309-F2	3,673	12,26	RL-33B	7,5
M-310-F	0,214	8,88	RL-33B	7,5
M-310-G	0,043	3,90	RL-33B	7,5
M-311-F	0,618	5,66	RL-33B	7,5
M-311-G	0,031	3,79	RL-33B	7,5
M-312-F1	0,326	7,86	RL-33B	7,5
M-312-F2	0,587	4,86	RL-33B	7,5
M-313-F	4,836	12,77	RL-33B	7,5
M-313-G	0,397	10,54	RL-33B	7,5
M-314-F1	0,861	30,48	TMDL-32/21	60
M-314-F2	4,439	12,07	RL-33B	7,5
M-315-F	1,701	9,40	RL-33B	7,5
M-315-G	0,255	6,57	RL-33B	7,5
P-301-F	4,765	16,03	RL-33B	7,5
P-302-F	6,13	15,98	RL-33B	7,5
P-303-F	5,343	56,23	TMDL-32/31	100
P-304-F	4,668	14,72	RL-33B	7,5
P-305-F	0,306	11,41	RL-33B	7,5
R-301-F1	5,393	51,82	TMDL-32/31	100
T-301-F	5,272	20,17	RL-33E	10

Tabela 9.6 – Perda de carga total e seleção das bombas.

(continuação)

Corrente	Vazão (m³/h)	Head (mca)	Bomba Selecionada	Potência (CV)
T-302-F	0,482	8,54	RL-33B	7,5
T-303-D	0,252	22,04	TMDL-32/21	60
T-303-F	0,325	12,59	RL-33B	7,5
T-303-R	0,016	3,78	RL-33B	7,5
T-304-F	0,196	11,75	RL-33B	7,5
T-304-R	0,179	4,82	RL-33B	7,5
T-305-F	5,921	26,53	TMDL-32/21	60
T-306-F	11,262	27,06	TMDL-32/21	60
T-306-R	0,099	4,23	RL-33B	7,5
T-307-F	5,008	27,99	TMDL-32/21	60
T-307-R	0,258	5,22	RL-33B	7,5
T-308-D	0,279	6,48	RL-33B	7,5
T-308-F1	1,448	14,98	RL-33B	7,5
V-301-F	5,263	16,23	RL-33C	7,5
W-301-F2	0,916	5,82	RL-33B	7,5
W-301-P	0,895		TMDL-32/11	30
W-302-F2	0,913	13,06	RL-33B	7,5
W-303-F2	1,423	7,37	RL-33B	7,5
W-304-F2	1,446	9,85	RL-33B	7,5
M-101-F1	2,5	11,52	RL-33B	7,5
M-101-F2	18,37	23,79	TMDL-32/21	60
E-101-F	20,87	22,28	TMDL-32/21	60
R-101-F	20,95	199,80	TMDL-32/62	250
M-102-F1	20,77	192,42	TMDL-32/62	250
FE-101-F	37,99	43,67	TMDL-32/31	100
M-105-F1	11,23	23,39	TMDL-32/21	60
E-102-F	24,18	28,54	TMDL-32/21	60
CR-101-F1	23,63	127,15	TMDL-32/51	150
CR-101-F2	31,78	106,75	TMDL-32/42	150
E-103-F	43,07	32,13	TMDL-32/22	75
M-103-F1	23,12	82,53	TMDL-32/41	125
M-103-F2	3,21	9,48	RL-33B	7,5
P-101-F	26,95	12,59	TMDL-32/11	30
FE-102-F	26,99	40,10	TMDL-32/31	100
M-105-F2	12,86	16,62	RL-33C	7,5
FE-103-F	8,94	41,78	TMDL-32/31	100

Tabela 9.6 – Perda de carga total e seleção das bombas.

(continuação)

Corrente	Vazão (m³/h)	Head (mca)	Bomba Selecionada	Potência (CV)
K-101-F1	4,68	113,96	TMDL-32/42	150
FF-101-F2	0,08	6,38	RL-33B	7,5
M-104-F2	13,18	15,45	RL-33B	7,5
E-106-F	16,93	23,12	TMDL-32/21	60
P-102-F	3,2	11,78	RL-33B	7,5
M-102-F2	16,46	24,05	TMDL-32/21	60
R-102-F1	45,65	127,43	TMDL-32/52	200
E-104-F	45,61	57,55	TMDL-32/31	100
E-104-H	46,49	26,96	TMDL-32/11	30
E-105-F	46,36	26,96	TMDL-32/11	30
FF-102-F	45,74	55,72	TMDL-32/31	100
FE-104-F	45,74	39,95	TMDL-32/31	100
M-105-F3	17,25	32,32	TMDL-32/21	60
M-105-G	2,25	10,72	RL-33B	7,5
M-106-F1	3,21	20,66	RL-33E	10
M-106-F2	5,12	15,85	RL-33B	7,5
M-106-F3	4,13	23,91	TMDL-32/21	60
M-106-F4	7,79	24,74	TMDL-32/21	60
M-105-F4	20,25	0,82	RL-33B	7,5
TT-104-F2	16,54	22,65	TMDL-32/21	60
A-201-L	0,5996	7,04	RL-33B	7,5
A-201-T	0,7708	20,11	RL-33E	10
T-201-F	8,8305	25,31	TMDL-32/21	60
T-202-F	8,3769	32,74	TMDL-32/21	60
T-203-F	3,2486	27,68	TMDL-32/21	60
T-203-R	1,6135	7,58	RL-33B	7,5
T-204-F	1,9058	15,35	RL-33B	7,5
T-205-D	0,7708	81,67	TMDL-32/32	125
T-205-F	1,3211	31,78	TMDL-32/21	60
T-205-R	0,991	11,95	RL-33B	7,5
T-206-F	0,9286	13,68	RL-33B	7,5
T-206-R	0,2914	5,55	RL-33B	7,5
T-207-D	0,554	10,52	RL-33B	7,5
T-207-F	0,6358	23,27	TMDL-32/21	60
T-207-R	0,1957	4,38	RL-33B	7,5
T-208-R	0,1138	3,51	RL-33B	7,5

Tabela 9.6 – Perda de carga total e seleção das bombas.

(continuação)

Corrente	Vazão (m³/h)	Head (mca)	Bomba Selecionada	Potência (CV)
T-209-R	5,4243	15,16	RL-33B	7,5
T-210-R	0,3711	4,48	RL-33B	7,5
M-201-F1	0,2992	5,04	RL-33B	7,5
M-201-F2	0,0021	3,39	RL-33B	7,5
E-201-F	10,3841	18,37	RL-33D	10
M-206-P	5,6974	16,06	RL-33B	7,5
M-204-EF	1,1154	8,32	RL-33B	7,5
M-207-F1	0,3585	7,25	RL-33B	7,5
T-206-F	0,1957	13,68	RL-33B	7,5
TT-301-F	0,991	9,97	RL-33B	7,5
P-205-O	0,5541	9,37	RL-33B	7,5
R-201-1	6,0543	18,69	RL-33D	10
R-201-3	0,3082	8,12	RL-33B	7,5
R-201-P	6,8077	10,36	RL-33B	7,5
R-202-F	11,3579	17,88	RL-33C	7,5
M-202-F1	8,8296	19,69	RL-33E	10
P-206-F	0,0094	3,75	RL-33B	7,5
M-202-F2	0,0094	3,75	RL-33B	7,5
E-401-C	1,5754	9,81	RL-33B	7,5
E-401-H	0,0121	13,08	RL-33B	7,5
E-402-F	0,7253	214,28	TMDL-32/11	30
E-403-F1	0,8696	34,75	TMDL-32/22	75
E-403-F2	0,0131	49,21	TMDL-32/31	100
M-401-F1	0,8829	8,63	RL-33B	7,5
M-401-F2	1,2523	5,89	RL-33B	7,5
M-402-F1	1,5743	0,52	RL-33B	7,5
M-404-F1	0,0205	5,18	RL-33B	7,5
M-404-F2	1,859	7,29	RL-33B	7,5
M-406-F	1,1876	8,71	RL-33B	7,5
R-402-F1	0,5614	18,40	RL-33D	10
R-402-F2	0,4163	9,91	RL-33B	7,5
R-403-F	0,145	15,00	RL-33B	7,5
T-308-F2	1,985	21,54	TMDL-32/21	60
T-401-F2	7,7025	28,97	TMDL-32/21	60
T-402-D	0,169	10,06	RL-33B	7,5
T-402-F	0,5582	17,66	RL-33C	7,5

Tabela 9.6 – Perda de carga total e seleção das bombas.

(continuação)				
Corrente	Vazão (m³/h)	Head (mca)	Bomba Selecionada	Potência (CV)
T-402-F	0,6745	17,66	RL-33C	7,5

9.2 TUBULAÇÕES DE VAPOR

No processo são utilizados três tipos de vapor saturado, em três diferentes condições de temperatura e pressão. Nomeadamente, utiliza-se vapor de alta pressão, a 250 °C, de média pressão, a 175 °C, e de baixa pressão, a 125 °C. O critério de decisão para a escolha de um tipo de vapor ou outro para cada equipamento do processo é feita com base na temperatura de operação do respectivo processo ou operação unitária.

Para o cálculo das tubulações, elaborou-se um *layout* para as linhas de distribuição de cada tipo e vapor, visando os caminhos mais curtos e retilíneos possíveis. Com tal *layout* definido, pode-se realizar balanços de massa para cada nó das linhas de distribuição de vapor e condensado, dando substrato para o dimensionamento de cada seção de tubulação quanto ao diâmetro interno necessário. O detalhamento dos métodos de cálculo para o dimensionamento das linhas de vapor e condensado pode ser encontrado no Apêndice J deste trabalho.

Convém ressaltar que alguns cuidados são necessários quanto à instalação dessas tubulações, sobretudo quanto à necessidade de pintura, visando a conservação contra danos associados à corrosão. Assim como a necessidade instalação de isolante térmico ao redor dos tubos, evitando-se perdas térmicas para o ambiente e queimaduras por contato direto com o corpo de operadores.

Também se resalta a necessidade de instalação de coletores e purgadores de condensado ao longo das linhas de distribuição de vapor, assim como ante a equipamentos consumidores da utilidade. Instrumentos de medição e controle, bem como conexões e curvas, também constituem o sistema de distribuição de vapor. Apesar de não contabilizados e distribuídos em projeto detalhado ao longo das linhas, considera-se sua influência sobre a perda de carga através de fatores de correção do comprimento da tubulação, como descrito no apêndice relativo aos cálculos de dimensionamento.

Sobre a caldeira, necessita-se a seleção de um modelo com capacidade de produção de até 75 t/h de vapor a 40 bar. Para essa capacidade, contabiliza-se um consumo de 10909,31 kg/h de cavacos, armazenado em um galpão nas adjacências.

Como o processo emprega vapor a 250 °C, opta-se por produzir todo o vapor consumido nessa condição, submetendo parte à redução de pressão para a distribuição nas linhas de vapor

de média e baixa pressão. No entanto, considerando que grandes quantidades de condensado a alta e média pressão estão disponíveis, é possível produzir vapor de reevaporação através da despressurização dessas correntes em um vaso *flash*. Opera-se esse vaso em condições de T e P idênticas às do vapor de baixa pressão que é distribuído após a redução de pressão seguinte a tubulação de saída da caldeira. Isso permite a produção de 6657,87 kg/h de vapor de baixa pressão por reevaporação, representando economia de energia para o processo. Os cálculos para a determinação desse valor podem ser encontrados no Apêndice K.

9.2.1 Instalações de vapor de alta pressão (HP)

O vapor de alta pressão é utilizado em equipamentos cuja temperatura de operação está acima dos 175 °C. Para esses, o vapor de média pressão não favorece o gradiente de temperatura necessário para o aquecimento, como no casos de reatores como o R-202 que opera a 220 °C, por exemplo. Esse tipo de vapor também é usado em revedores de colunas de destilação. Associa-se os diâmetros internos a cada trecho de distribuição da utilidade na Tabela 9.7.

Tabela 9.7 – Dimensionamento das linhas de vapor de alta pressão.

Trecho	Tipo	Schedule	D_{Selecionado} (mm)
01 - 02	Linha total	Std 40	202,70
02 - 03	Linha principal	Std 40	202,70
03 - 30	Linha principal	Std 40	154,00
30 - 04	Linha principal	Std 40	154,00
04 - 05	Linha principal	Std 40	102,30
05 - 06	Linha principal	Std 40	62,70
03 - 16	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	77,90
04 - 17	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	102,30
04 - 18	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	102,30
05 - 19	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	102,30
06 - 20	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	40,80
06 - 21	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	40,80
02 - 24	Linha principal	Std 40	154,00
24 - 22	Linha principal	Std 40	77,90
22 - 07	Linha principal	Std 40	62,70
07 - 08	Linha principal	Std 40	40,80
08 - 09	Linha principal	Std 40	35,00
07 - 13	Linha secundária	Std 40	52,50
13 - 14	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	35,00
13 - 15	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	52,50
08 - 12	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	15,80
09 - 10	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	15,80
09 - 11	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	15,80
22 - 23	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	40,80
27 - 28	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	62,70
27 - 29	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	62,70
25 - 27	Linha secundária	Std 40	77,90
25 - 26	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	154,00
24 - 25	Linha secundária	Std 40	202,70
30 - 31	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	77,90

Fonte: Autores.

O *layout* das linhas de vapor de alta pressão encontra-se no Apêndice Q.

9.2.2 Instalações de vapor de média pressão (MP)

O vapor de média pressão é utilizado em equipamentos cuja temperatura de operação está acima dos 125 °C e abaixo de 165 °C. Esse tipo de vapor é utilizado principalmente em refervedores e evaporadores. Os resultados para o dimensionamento dessas linhas constam na Tabela 9.8.

Tabela 9.8 – Dimensionamento das linhas de vapor de média pressão.

(continua)			
Trecho	Tipo	Schedule	D_{Selecionado} (mm)
01 - 02	Linha total	XS	584,20
02 - 03	Linha principal	Std 30	204,80
03 - 04	Linha principal	Std 30	204,80
04 - 05	Linha principal	Std 30	204,80
05 - 06	Linha principal	Std 30	204,80
06 - 07	Linha principal	Std 30	204,80
07 - 17	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	102,30
07 - 18	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	102,30
06 - 19	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	9,20
05 - 20	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	102,30
05 - 21	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	154,00
04 - 23	Linha secundária	Std 40	52,50
23 - 22	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	35,00
23 - 24	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	52,50
03 - 25	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	20,90
02 - 08	Linha principal	XS 30	431,80
08 - 09	Linha principal	XS 30	431,80
09 - 10	Linha principal	XS 30	431,80
10 - 11	Linha principal	XS 40	330,20
11 - 12	Linha principal	XS 40	330,20
12 - 13	Linha principal	XS 40	330,20
13 - 43	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	77,90
12 - 42	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	254,50
11 - 41	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	77,90
10 - 40	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	303,20
09 - 27	Linha secundária	Std 40	62,70
27 - 28	Linha secundária	Std 40	52,50
28 - 29	Linha secundária	Std 40	40,80
29 - 31	Linha secundária	Std 40	35,00

Tabela 9.8 – Dimensionamento das linhas de vapor de média pressão.

(conclusão)

Trecho	Tipo	Schedule	D_{Selecionado} (mm)
31 - 33	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	20,90
31 - 32	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	20,90
29 - 35	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	20,90
29 - 34	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	20,90
28 - 37	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	20,90
28 - 36	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	20,90
27 - 39	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	20,90
27 - 38	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	20,90
08 - 26	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	154,00
02 - 14	Linha principal	XS 40	330,20
14 - 15	Linha principal	XS 40	330,20
15 - 16	Linha principal	XS 40	330,20
16 - 47	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	254,50
16 - 46	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	154,00
14 - 45	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	62,70

Fonte: Autores.

O *layout* das linhas de vapor de média pressão encontra-se no Apêndice R.

9.2.3 Instalações de vapor de baixa pressão (LP)

O vapor de baixa pressão é utilizado em equipamentos cuja temperatura de operação está abaixo dos 125 °C. Os resultados para o dimensionamento dessas linhas constam na Tabela 9.9.

Tabela 9.9 – Dimensionamento das linhas de vapor de baixa pressão.

Trecho	Origem	Schedule	D_{Selecionado} (mm)
01 - 02	Linha total	XS 30	431,80
02 - 03	Linha principal	XS 30	431,80
03 - 04	Linha principal	XS 30	431,80
04 - 05	Linha principal	Std 30	204,80
05 - 06	Linha principal	Std 30	204,80
02 - 07	Linha secundária	Std 40	333,40
07 - 09	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	254,50
07 - 08	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	254,50
03 - 10	Linha secundária	Std 40	254,50
10 - 11	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	254,50
04 - 12	Linha secundária	Std 30	387,30
12 - 13	Linha de abastecimento de equipamento	Std 30	387,30
05 - 14	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	26,60
05 - 15	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	102,30
06 - 16	Linha de abastecimento de equipamento	Std 40	154,00

Fonte: Autores.

O *layout* das linhas de vapor de baixa pressão encontra-se no Apêndice S.

9.3 TUBULAÇÕES DE CONDENSADO

Considerou-se linhas de retorno de condensado paralelas às linhas de distribuição de vapor. Além disso, assume-se que o vapor perde apenas calor latente em sua passagem pela tubulação de vapor e pelos equipamentos. Os resultados para o dimensionamento das linhas de retorno de condensado são apresentados nas Tabelas 9.10, 9.11 e 9.12.

Tabela 9.10 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de alta pressão.

Trecho	Declividade (cm/m)	Diâmetro (in)
01 - 02	0,2	6
02 - 03	0,2	5
03 - 30	0,2	4
30 - 04	0,2	4
04 - 05	0,2	3
05 - 06	0,2	2
03 - 16	0,2	2 1/2
04 - 17	0,2	3
04 - 18	0,2	3
05 - 19	0,2	3
06 - 20	0,2	1 1/2
06 - 21	0,2	1 1/2
02 - 24	0,2	3
24 - 22	0,2	2 1/2
22 - 07	0,2	2
07 - 08	0,2	1 1/4
08 - 09	0,2	1
07 - 13	0,2	2
13 - 14	0,2	1 1/4
13 - 15	0,2	1 1/2
08 - 12	0,2	1
09 - 10	0,2	1
09 - 11	0,2	1
22 - 23	0,2	1 1/2
27 - 28	0,2	1/2
27 - 29	0,2	3/4
25 - 27	0,2	1
25 - 26	0,2	3/4
24 - 25	0,2	2
30 - 31	0,2	1 1/4

Fonte: Autores.

Tabela 9.11 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de média pressão.

(continua)

Trecho	Declividade (cm/m)	Diâmetro (in)
01 - 02	0,50	6
02 - 03	0,05	4
03 - 04	0,05	4
04 - 05	0,05	4
05 - 06	0,05	3
06 - 07	0,05	3
07 - 17	0,05	2 1/2
07 - 18	0,05	2 1/2
06 - 19	0,05	1/2
05 - 20	0,05	2
05 - 21	0,05	2 1/2
04 - 23	0,05	1 1/4
23 - 22	0,05	1
23 - 24	0,05	1 1/4
03 - 25	0,05	3/4
02 - 08	0,50	5
08 - 09	0,50	5
09 - 10	0,50	5
10 - 11	0,50	4
11 - 12	0,50	4
12 - 13	0,05	5
13 - 43	0,05	2
12 - 42	0,05	4
11 - 41	0,05	2
10 - 40	0,05	5
09 - 27	0,05	3/4
27 - 28	0,05	3/4
28 - 29	0,05	3/4
29 - 31	0,05	1/2
31 - 33	0,05	1/2
31 - 32	0,05	1/2
29 - 35	0,05	1/2
29 - 34	0,05	1/2
28 - 37	0,05	1/2
28 - 36	0,05	1/2

Tabela 9.11 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de média pressão.
(continuação)

Trecho	Declividade (cm/m)	Diâmetro (in)
27 - 39	0,05	1/2
27 - 38	0,05	1/2
08 - 26	0,05	3
02 - 14	0,05	6
14 - 15	0,05	6
15 - 16	0,05	5
16 - 47	0,05	4
16 - 46	0,05	3
14 - 45	0,05	1 1/2

Fonte: Autores.

Tabela 9.12 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de baixa pressão.

Trecho	Declividade (cm/m)	Diâmetro (in)
01 - 02	0,10	5
02 - 03	0,10	4
03 - 04	0,05	4
04 - 05	0,05	2 1/2
05 - 06	0,05	2 1/2
02 - 07	0,10	3
07 - 09	0,05	2 1/2
07 - 08	0,05	2 1/2
03 - 10	0,05	2 1/2
10 - 11	0,05	2 1/2
04 - 12	0,10	3
12 - 13	0,10	3
05 - 14	0,05	1/2
05 - 15	0,10	1 1/4
06 - 16	0,10	2

Fonte: Autores.

9.4 GERAÇÃO DE VÁCUO

Equipamentos como os evaporadores da Área 100 e algumas colunas de destilação das áreas 200 e 300 necessitam de vácuo para realizar as separações necessárias. No âmbito considerado, há diferentes possibilidades para a geração de vácuo para cada equipamento. Para o caso das colunas de destilação presentes no processo, a escolha de bombas de vácuo mecânicas são uma opção viável. Esses dispositivos conseguem fornecer pressões bastante baixas, mesmo em condições de vácuo das colunas da Área 200, que necessitam de uma pressão tão baixa quanto 15 mbar.

As bombas de vácuo são adequadas para situações em que há o binômio baixa pressão e baixa vazão, o que efetivamente ocorre no caso das colunas de destilação sob vácuo do processo. No caso das colunas T-204, T-205 e T-207 da Área 200, que operam sob 15 mbar, a presença de condensadores totais dispensa bombas de vácuo de alta capacidade, uma vez que estas não precisarão remover continuamente grandes quantidades de gases ou vapores durante a operação das colunas. Dessa forma, basta selecionar bombas de vácuo que sejam capazes de atingir as pressões exigidas. Para isso, pode-se optar pelas bombas da fabricante Busch, especificamente do modelo COBRA NC 0100 B, cujas especificações detalhadas podem ser acompanhadas no Anexo N. Esse modelo consegue atingir pressões tão baixas quanto 0.01 mbar, com vazões volumétricas de 130 m³/h.

Especificamente para a coluna T-306, que dispõe de um condensador parcial e, portanto, gera destilado na forma de vapor, é necessário atentar para a adequação da pressão atingida e também para a vazão volumétrica que pode ser suportada pela bomba. Nesse caso, considerando que a vazão volumétrica de vapor é da ordem de 217 m³/h, seria necessário selecionar um modelo de bomba de vácuo como o COBRA NC 0200 B, também da fabricante Busch. Especificações detalhadas do modelo podem ser acompanhadas também do Anexo N.

Já para os evaporadores presentes na Área 100, as bombas de vácuo podem não ser uma opção atraente. Dadas as grandes vazões de vapor removidas nos evaporadores a vácuo, seria inviável empregar bombas para o provimento da baixa pressão. Isso porque as bombas de vácuo, individualmente, não conseguem dar vazão suficiente aos volumes de vapor removidos, pelo que seria necessário compor um sistema de geração de vácuo com diversas bombas para apenas um evaporador. Outra solução disponível para a geração de vácuo, industrialmente, consiste no emprego de ejetores a vapor, opção mais flexível e que lida com vazões de vapor muito maiores do que no caso das bombas de vácuo.

Os ejetores nem sempre são uma solução possível, uma vez que o vapor ou ar comprimido usado como fluido motriz inevitavelmente se mistura com o vapor ou gás continuamente removido do recipiente sob vácuo. No caso dos destiladores anteriormente abordados, essa pode não ser uma opção interessante, principalmente se o destilado é miscível com a água do vapor empregado. No entanto, como o conteúdo removido nos evaporadores é, justamente, vapor d'água, é possível utilizar ejetores sem maiores problemas. O fluxo de vapor resultante

da mistura entre o vapor removido dos evaporadores e aquele injetado nos ejetores pode ser posteriormente condensado ou liberado na atmosfera.

Não foram encontrados métodos claros para a determinação da quantidade de vapor motriz necessária para as pressões de vácuo e vazões de vapor de cada evaporador. Os próprios fabricantes dispõem de alguns catálogos nos quais é possível encontrar algumas recomendações, haja vista que a geração de vácuo a partir da injeção de certa quantidade de vapor do ejetor depende do projeto mecânico desse, que varia de acordo com a empresa que o desenvolve. No entanto, uma solução flexível para fornecer uma estimativa das quantidades de vapor motriz necessárias para cada evaporador é fornecida pela empresa GEA, que dispõe de uma calculadora para tal (GEA, 2021). O *software* disponível no site da fabricante consegue fornecer uma estimativa aproximada da vazão de vapor necessária para gerar certa quantidade de vácuo sob as condições especificadas para o sistema com que se está trabalhando.

Como entradas, fornece-se as condições do vapor motriz, descritas como sendo as do vapor de alta pressão gerado na caldeira, a 250 °C e a 39,76 bar. Além disso, é necessário especificar a vazão de vapor continuamente removido do evaporador, suas respectivas pressões e temperaturas e a pressão de descarga após o ejetor, definida como sendo de 1 bar. Os dados de entrada para cada evaporador, assim como os resultados em vazão de vapor motriz necessária para cada equipamento, são apresentadas na Tabela 9.13.

Tabela 9.13 – Vazões de vapor necessárias nos ejetores acoplados aos evaporadores da Área 100.

Evaporador	Vazão de Vapor (kg/h)	P (bar)	T (°C)	Vapor Motriz (kg/h)
FE-104	5094,6	0,621	86,81	2419,1
FE-103	2886,7	0,120	49,42	8981,3
FE-102	3267,7	0,647	87,89	1487,3
FE-101	2813,9	0,613	86,49	1353,4

Fonte: Autores.

9.5 INSTALAÇÕES DE ÁGUA

As instalações de água compreendem o conjunto formado pelo poço, estação de tratamento de água, reservatórios e tubulações de distribuição. Na planta industrial, são elencados três tipos de água utilizados no processo:

- Água potável: utilizada nas instalações prediais para higiene e consumo;
- Água abrandada: tratada de forma a reduzir a dureza da água prospectada do poço, é utilizada na caldeira e nas torres de resfriamento;

- Água desmineralizada: é utilizada nos processos industriais.

A totalidade da água consumida, incluindo as três categorias mencionadas, é retirada de um poço artesiano e encaminhada a uma estação de tratamento de água nas adjacências. Nessa estação, há processos de adequação do pH e de cloração da água, visando atender às especificações de água para consumo humano.

Para o caso da água abrandada utilizada na caldeira e nas torres de resfriamento, emprega-se um conjunto de resinas de troca catiônica, que utilizam o sódio como elemento de troca. Com esse sistema, é possível remover grande parte de sulfatos e carbonato de Ca e Mg, responsáveis por problemas de incrustação que afetam caldeiras e tubulações. A água direcionada à caldeira deve receber uma dosagem de agentes quelantes e polímeros inibidores de corrosão (MACINTYRE, 2010).

Já a água desmineralizada passa por um processo um pouco mais complexo. Utiliza-se um conjunto de duas colunas de resinas, uma contendo a de troca aniônica e a outra a catiônica. Com esse sistema, todos os íons metálicos presentes na água não tratada substituem grupos H^+ ou OH^- nas resinas, permanecendo na sua estrutura. Assim, gera-se uma água com baixíssimos teores de minerais.

Para o número de funcionários levantado, de 261 pessoas, estima-se um consumo diário de aproximadamente $32,14 m^3$. Tomou-se por base o consumo de 2 L diários de água, 58 L utilizados em higiene e mais 60 L para cada banho tomado, para aqueles funcionários envolvidos na operação da planta e utilidades. Considerou-se também um consumo de 1000 L por dia dos laboratórios e de 2000 L na cozinha. Como não se dispõe do projeto arquitetônico de cada prédio para detalhar-se as dimensões e perdas de carga a cada ponto de fornecimento de água, opta-se por dimensionar as tubulações de água considerando a presença de uma caixa d'água em prédios considerados estratégicos. Assim, dado que o reservatório principal, próximo a poço, dispõe de altura manométrica suficiente para proporcionar escoamento por gravidade até cada prédio, basta dimensionar as tubulações a partir do critério da velocidade.

Assim, considera-se que as instalações de água potável contam com reservatórios no prédio de laboratórios (A5), no que contém o restaurante (A6), no de carregamento e expedição (A4), no de almoxarifado (A3), no dedicado aos banheiros próximo à caldeira (A2) e no prédio da administração (A1). Assim, reunindo as demandas de água nesses pontos de fornecimento estratégico, tem-se as vazões diárias direcionadas para cada um, conforme a Tabela 9.14.

Tabela 9.14 – Demandas diárias de água potável por prédio.

Área	Contém	Vazão (l/dia)
A1	Administrativo	1.365,00
A2	Torre de Resfr. Utilidades	1.274,00
A3	Almoxarifado Oficina Fornalha	1.046,50
A4	Carregamento Expedição A400 A300 A100	5.596,50
A5	Laboratório	1.261,00
A6	Restaurante Vestiário Cozinha Controle A200	21.600,50
Total		32.143,50

Fonte: Autores.

Elaborando-se um layout para a distribuição das tubulações de água potável e considerando uma velocidade de escoamento recomendada de 2,5 m/s, dimensiona-se as tubulações principais de distribuição de água potável, de SCH40, conforme apresentado na Tabela 9.15.

Tabela 9.15 – Resultados do dimensionamento das tubulações de fornecimento de água potável.

Trecho	Bitola (in)	Ponto de Fornecimento
01 - 02	1/4	
02 - 03	1/4	A2
02 - 04	1/4	A1
05 - 06	1/2	
06 - 07	1/2	
07 - 09	3/8	
06 - 12	1/4	A3
07 - 08	1/4	A4
09 - 10	3/8	A6
09 - 11	1/4	A5

Fonte: Autores.

A água desmineralizada é consumida nos tanques TT-104 e no TT-201. A tabela com as vazões de cada trecho, a descrição dos pontos de fornecimento e os resultados dos dimensionamento, se apresentam a Tabela 9.16.

Tabela 9.16 – Resultados do dimensionamento das tubulações de fornecimento de água desmineralizada.

Trecho	Bitola (in)	Ponto de Fornecimento
01 - 02	2 1/2	
02 - 03	2 1/2	TT-104
02 - 04	1/4	TT-201

Fonte: Autores.

Para a caldeira e torres de resfriamento o dimensionamento também se baseia no consumo, considerando cada conjunto de equipamentos como um ponto de fornecimento. Assim, apresenta-se os resultados para o dimensionamento na Tabela 9.17.

Tabela 9.17 – Resultados do dimensionamento das tubulações de fornecimento de água abrandada.

Trecho	Bitola (in)	Ponto de Fornecimento
01 - 02	3	
02 - 03	2 1/2	Caldeira
03 - 04	1/4	Torres de Resfriamento

Fonte: Autores.

O detalhamento dos cálculos de dimensionamento pode ser acompanhado no Apêndice L. Os *layouts* para as tubulações dimensionadas podem ser acompanhados no Apêndice V. Quanto aos reservatórios, considera-se tanques capazes de armazenar água suficiente para atender a um dia inteiro de demanda. Ou seja, os tanques de água potável, abrandada e desmineralizada possuem tamanhos de 32,14 m³, 969,06 m³ e 554,96 m³.

9.6 INSTALAÇÕES DE ÁGUA DE RESFRIAMENTO

A remoção de calor para temperaturas amenas fica por conta da água de resfriamento, que totaliza uma vazão total de 2537,18 m³ · h⁻¹ em circulação. A água entra na torre na temperatura de 30 °C deixando-a a 25 °C, sendo assim, uma faixa considerada de resfriamento de 5 °C. Por sua vez, as condições de temperatura máxima média e umidade relativa média para a cidade de Castro são, respectivamente, 25,1 °C e 80%, resultando em uma temperatura de bulbo úmido (TBU) de 21,13 °C, portanto, a faixa de aproximação é de aproximadamente 4 °C.

9.6.1 Torre de resfriamento

Para o cálculo da torre de resfriamento, considerou-se um fluxo contracorrente entre água e gás, com a mesma vazão, que por sua vez, essa foi fixada em 2 kg·m⁻²·s⁻¹. Além disso, a pressão atmosférica (101,3 kPa) foi considerada para os cálculos.

Com coeficiente de transferência de massa local no gás sendo 1,21 × 10⁻⁷ kmol·s⁻¹·m⁻³·Pa⁻¹ e a relação entre o coeficiente de transferência de massa local no gás e no líquido como sendo 4,187 × 10⁴ J·kg⁻¹·°C⁻¹.

Além disso, considerou-se que a vazão de água da entrada será a mesma da saída, visto que a vazão de água de que irá vaporizar é muito menor em comparação com a vazão de entrada. Portanto, a vazão de líquido é dado por um fluxo único e a vazão é constante ao longo da altura da torre.

Primeiramente, calculou-se a linha de operação, para efetuar o cálculo, deve verificar os valores de entalpia de entrada e saída do gás. O cálculo da entalpia de entrada de gás, deve ser realizando atentando-se aos valores de TBU e temperatura de bulbo seco (TBS) na pior condição de Castro. Com ambas temperaturas, pode-se obter o valor de umidade absoluta do gás de entrada, a partir da carta psicrométrica, que chegou-se no valor de 0,016 kg Vapor·kg ar seco⁻¹.

Com os valores de TBS e umidade absoluta, pode-se calcular a entalpia de entrada do gás a partir da Equação 9.6, e o valor encontrado foi 66,00 kJ·kg⁻¹.

$$H_{y1} = (1,005 + 1,88 \cdot w_1) \cdot T_{G1} + 2501,4 \cdot w_1 \quad (9.6)$$

Para o cálculo da entalpia de saída do gás, utilizou-se o balanço de energia para tal, a partir da Equação 9.7, encontrou-se o valor de $86,94 \text{ kJ}\cdot\text{kg}^{-1}$.

$$H_{y2} = \frac{L \cdot c_{p,L} \cdot (T_{L2} - T_{L1})}{G} + H_{y1} \quad (9.7)$$

Após isso, plotou-se os pontos da linha de operação no gráfico de equilíbrio líquido vapor e calculou-se a equação de reta da linha de operação, dada pela Equação 9.8.

$$H_y = 4187 \cdot T_L - 38672,09 \quad (9.8)$$

Além disso, com os dados de equilíbrio líquido-vapor, foi realizado via software uma análise de regressão para encontrar uma equação de segundo grau polinomial, com coeficiente de determinação sendo 0,9989. A função está descrita na Equação 9.9.

$$H_y = 91,7 \cdot T_L^2 - 250 \cdot T_L + 25285 \quad (9.9)$$

É válido ressaltar que a conexão das curvas de equilíbrio e de operação é dada pela linha de amarração, que tem o coeficiente angular sendo a razão entre o coeficiente de transferência de massa local no gás e no líquido, e portanto, a reta é expressa pela Equação 9.10.

$$H_{yi} = -41870 \cdot (T_{Li} - T_L) + H_y \quad (9.10)$$

Para realizar o cálculo da altura da torre, deve-se considerar a Equação 9.11, e fazer a escolha de 5 pontos de temperatura entre o intervalo da faixa de resfriamento da água para realizar a integração numérica.

$$z = \frac{G}{MM_{ar} \cdot k_{Ga} \cdot P} \cdot \int_{H_{y1}}^{H_{y2}} \frac{dH_y}{H_{yi} - H_y} \quad (9.11)$$

Para realizar a integração foram escolhidos os seguintes pontos de temperatura: 25, 26, 27,5, 29 e 30 °C. A partir dos pontos, você deve calcular os valores de H_y , referente a cada temperatura, pela Equação 9.8, a partir desses dados igualou-se a Equação 9.10 com a 9.9 para encontrar o valor de H_{yi} a partir da resolução da função.

Com os valores de H_y e H_{yi} , calculou-se o valor da integral a partir do método das áreas e encontrou-se o valor de 5,58 m de altura para a torre de resfriamento. Para a vazão considerada, foram necessárias 8 torres de resfriamento, cada uma contendo 6,63 m de aresta.

9.6.2 Tubulações de água de resfriamento

Para o cálculo do dimensionamento das linhas de água de resfriamento tanto a 30 °C quanto a 25 °C foi considerado uma vazão de $2 \text{ m}\cdot\text{s}^{-1}$. Os resultados estão dispostos na Tabela 9.18.

Tabela 9.18 – Dimensionamento das linhas de água de resfriamento tanto para 25 quanto 30 °C.

(continua)

Trecho	Tipo da Linha	Vazão (m³/h)	Diâmetro (mm)	Schedule
00 - 01	Total	3.013,09	596,90	Std 10
01 - 02	Principal	191,16	154,00	Std 40S
02 - 03	Secundária	147,11	154,00	Std 40S
03 - 61	Principal	36,72	77,90	Std 40S
03 - 06	Abastecimento de equipamento	110,38	154,00	Std 40S
02 - 05	Abastecimento de equipamento	44,06	77,90	Std 40S
01 - 07	Principal	2.821,92	0,00	XS 40
07 - 08	Principal	297,91	202,70	Std 40S
08 - 09	Secundária	281,21	202,70	Std 40S
09 - 10	Secundária	273,09	202,70	Std 40S
10 - 11	Secundária	191,73	154,00	Std 40S
11 - 12	Secundária	103,57	154,00	Std 40S
12 - 13	Abastecimento de equipamento	15,41	52,50	Std 40S
12 - 18	Abastecimento de equipamento	88,16	102,30	Std 40S
11 - 17	Abastecimento de equipamento	88,16	102,30	Std 40S
10 - 16	Abastecimento de equipamento	81,36	102,30	Std 40S
09 - 15	Abastecimento de equipamento	8,11	35,00	Std 40S
08 - 14	Abastecimento de equipamento	16,71	52,50	Std 40S
07 - 19	Principal	2.524,01	590,50	Std 20
19 - 20	Secundária	181,89	154,00	Std 40S
20 - 21	Secundária	46,76	77,90	Std 40S
21 - 22	Abastecimento de equipamento	41,00	77,90	Std 40S
21 - 26	Abastecimento de equipamento	5,76	26,60	Std 40S
20 - 23	Secundária	135,13	154,00	Std 40S

Tabela 9.18 – Dimensionamento das linhas de água de resfriamento tanto para 25 quanto 30 °C.
(continuação)

Trecho	Tipo da Linha	Vazão (m³/h)	Diâmetro (mm)	Schedule
23 - 24	Secundária	90,09	154,00	Std 40S
24 - 25	Abastecimento de equipamento	45,04	77,90	Std 40S
19 - 27	Principal	2.342,12	574,70	XS 40
27 - 28	Principal	2.161,46	574,70	XS 40
28 - 29	Principal	1.251,71	428,60	XS 40
27 - 30	Abastecimento de equipamento	180,66	154,00	Std 40S
28 - 31	Secundária	909,75	333,40	Std 40
31 - 32	Secundária	658,67	303,20	Std 40S
31 - 35	Abastecimento de equipamento	251,08	202,70	Std 40S
32 - 33	Abastecimento de equipamento	216,95	202,70	Std 40S
32 - 34	Abastecimento de equipamento	441,73	254,50	Std 40S
29 - 36	Secundária	578,38	303,20	Std 40S
36 - 37	Abastecimento de equipamento	252,88	202,70	Std 40S
36 - 38	Abastecimento de equipamento	325,50	202,70	Std 40S
29 - 56	Principal	673,32	303,20	Std 40S
39 - 40	Principal	410,53	254,50	Std 40S
40 - 51	Principal	314,36	202,70	Std 40S
41 - 46	Secundária	11,15	40,80	Std 40S
46 - 47	Secundária	8,37	35,00	Std 40S
47 - 48	Secundária	5,58	26,60	Std 40S
48 - 49	Abastecimento de equipamento	2,79	20,90	Std 40S
41 - 54	Principal	110,54	154,00	Std 40S
42 - 43	Secundária	8,37	35,00	Std 40S
43 - 44	Secundária	5,58	26,60	Std 40S
44 - 45	Abastecimento de equipamento	2,79	20,90	Std 40S

Tabela 9.18 – Dimensionamento das linhas de água de resfriamento tanto para 25 quanto 30 °C.
(continuação)

Trecho	Tipo da Linha	Vazão (m³/h)	Diâmetro (mm)	Schedule
40 - 50	Abastecimento de equipamento	96,17	154,00	Std 40S
57 - 59	Abastecimento de equipamento	51,41	77,90	Std 40S
56 - 39	Principal	441,61	254,50	Std 40S
56 - 57	Secundária	231,71	202,70	Std 40S
57 - 58	Abastecimento de equipamento	180,29	154,00	Std 40S
51 - 41	Secundária	121,69	154,00	Std 40S
54 - 42	Secundária	8,37	35,00	Std 40S
54 - 55	Abastecimento de equipamento	99,39	154,00	Std 40S
51 - 52	Secundária	192,67	154,00	Std 40S
52 - 60	Abastecimento de equipamento	74,29	102,30	Std 40S
52 - 53	Abastecimento de equipamento	118,38	154,00	Std 40S
61 - 63	Principal	23,56	62,70	Std 40S
63 - 04	Abastecimento de equipamento	22,79	52,50	Std 40S
63 - 64	Abastecimento de equipamento	0,77	12,50	Std 40S
61 - 62	Abastecimento de equipamento	13,16	40,80	Std 40S
39 - 65	Abastecimento de equipamento	31,09	62,70	Std 40S

Fonte: Autores.

O *layout* das linhas de água fria encontra-se no Apêndice T.

9.7 INSTALAÇÕES DE ÁGUA GELADA

A utilidade de água gelada será constituída de uma solução de monoetilenoglicol 40% (v/v) e a tubulação será constituída de aço galvanizado, contando com isolamento externo de

espuma elastomérica, conforme Armaflex (2021), de modo a evitar o aquecimento da solução que está sendo distribuída aos equipamentos. A solução deixa o resfriador de líquido modular a -20 °C, de acordo com as especificações descritas pelo Anexo O, após passar pelos equipamentos considerou-se que a solução entra no resfriador de líquido modular a -5°C.

A empresa Hitachi-Johnson Controls® conta com resfriadores de líquido modular modelo RCU2A90TR capazes de resfriar $47 \text{ m}^3\text{-}1$ cada (Johnson Controls-Hitachi, 2021b). Como a necessidade trabalhada na planta é de $260,38 \text{ m}^3\text{-}1$, necessitou-se de 6 resfriadores de líquido modular operantes em paralelo.

9.7.1 Tubulações de água gelada

Para o cálculo do dimensionamento das linhas de água de resfriamento tanto a 30 °C quanto a 25 °C foi considerado uma vazão de $2 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$, conforme a Tabela 9.19.

Tabela 9.19 – Dimensionamento das linhas de água gelada tanto para -20 quanto -5 °C.

Trecho	Tipo da Linha	Vazão (m^3/h)	Diâmetro calculado (mm)	Schedule
00 - 01	Total	260,38	214,58	Std 40S
01 - 05	Secundária	52,68	96,52	Std 40S
05 - 06	Abastecimento de equipamento	0,51	9,47	Std 40S
05 - 07	Abastecimento de equipamento	52,17	96,05	Std 40S
01 - 02	Principal	207,70	191,65	Std 40S
02 - 08	Secundária	11,51	45,11	Std 40S
08 - 09	Secundária	7,57	36,60	Std 40S
09 - 10	Abastecimento de equipamento	3,64	25,37	Std 40S
09 - 11	Secundária	3,93	26,38	Std 40S
11 - 12	Abastecimento de equipamento	3,93	26,38	Std 40S
08 - 13	Secundária	3,93	26,38	Std 40S
13 - 14	Abastecimento de equipamento	3,93	26,38	Std 40S
02 - 03	Principal	196,19	186,26	Std 40S
03 - 15	Abastecimento de equipamento	75,75	115,74	Std 40S
03 - 04	Principal	120,44	145,94	Std 40S
04 - 16	Secundária	114,67	142,40	Std 40S
16 - 17	Abastecimento de equipamento	33,04	76,44	Std 40S
16 - 18	Abastecimento de equipamento	81,63	120,15	Std 40S
04 - 19	Abastecimento de equipamento	5,77	31,93	Std 40S

Fonte: Autores.

O *layout* das linhas de água fria encontra-se no Apêndice U.

10 ANÁLISE ECONÔMICA

Nesta seção, serão apresentados os resultados na análise econômica preliminar. Portanto, é fundamental a realização do levantamento de todos os custos para a implantação e operação da unidade industrial, e, posteriormente, apresentar cenários de *payback*, Taxa Interna de Retorno (TIR) e Valor Presente Líquido (VPL).

A estimativa do preço total de instalação de uma indústria (I_{total}) é um somatório de custos que envolvem outros parâmetros no cálculo. Equacionando, o investimento total para a planta está representado na Equação 10.1.

$$I_{total} = I_{fixo} + I_{giro} + I_{partida} \quad (10.1)$$

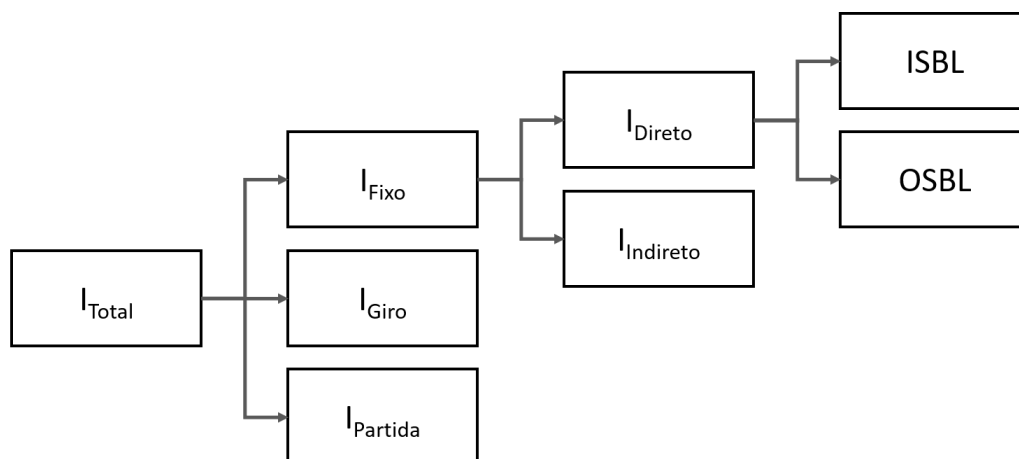
O investimento em capital fixo (I_{fixo}) é o custo total relacionado a projetar, construir e instalar a indústria, bem como realizar as modificações associadas para preparar o local da planta. Por sua vez, esse custo é dividido em duas partes: custos diretos e indiretos (TOWLER; SINNOTT, 2013).

Os custos diretos incluem os equipamentos, construções, instalações dos equipamentos e supervisão na construção da planta. Assim, considera-se duas categorias de custo dentro dos custos diretos: *Inside battery limits* (ISBL), que considera os custos de aquisição e instalação de equipamentos; *Offsite Battery Limits* (OSBL), que considera os custos relacionados a infraestrutura necessária para o processo, para além dos equipamentos. Fora isso, os custos indiretos se relacionam a custos temporários para construção da planta: aluguel de equipamento de construção, água e energia temporárias, oficinas de construção, pagamento de horas extras, entre outros. (TOWLER; SINNOTT, 2013).

Após realizar o levantamento do capital fixo, faz-se necessário analisar o capital de giro (I_{giro}), que este se relaciona com os custos de manter estoques, em conjunto com o capital em caixa e a diferença entre o dinheiro devido pelos clientes (contas a receber) e o dinheiro devido aos fornecedores (contas a pagar) (TOWLER; SINNOTT, 2013).

Por fim, o capital de partida ($I_{partida}$) constitui-se basicamente dos custos necessários para poder dar início a operação na planta (TOWLER; SINNOTT, 2013). Tal modelo conceitual de estimativa de investimento é esquematizado na Figura 10.1.

Figura 10.1 – Modelo de estimativa de investimentos.



Fonte: Autores.

10.1 ESTIMATIVA DOS CUSTOS ENVOLVIDOS NA ÁREA DO PROCESSO E UTILIDADES

As estimativas dos custos foram realizadas com o auxílio da regra empírica denominada como Regra da Potência I (RPI). Os custos dos equipamentos podem ser obtidos de duas formas diferentes: por via dos fornecedores ou de custos de obras já realizadas. Portanto, a análise preliminar deve ser baseada nesses dados para desenvolver-se a RPI. A relação de custo é representada na Equação 10.2.

$$C_e = C_b \cdot \left(\frac{Q}{Q_b} \right)^M \cdot \left(\frac{I_{ano}}{I_b} \right) \quad (10.2)$$

A variável C_e se trata do custo de aquisição do equipamento, enquanto C_b representa o custo do equipamento com uma Capacidade Q_b . Q é a capacidade requerida para o equipamento considerado neste projeto, Q_b é a capacidade base da regra, M é a constante que depende do equipamento, e os índices I_b e I_{ano} são valores para o *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI), que é uma parcela da equação que tem como função atualizar os valores para o ano atual.

Além da RPI, pode ser utilizada, em paralelo, a RPII, que é definida pela Equação 10.3. Em que C_e é o custo do equipamento em uma base da Costa do Golfo dos EUA, a e b são constantes de custos dos equipamentos, S é o parâmetro da capacidade do equipamento e n um expoente relativo a cada tipo de equipamento.

$$C_e = (a + b \cdot S^n) \cdot \left(\frac{I_{ano}}{I_b} \right) \quad (10.3)$$

É válido destacar que ambas as metodologias podem ser aplicadas para os equipamentos, tendo-se o cuidado de respeitar a abrangência de tais correlações quanto às dimensões características de cada equipamento, já que tais formulações são construídas com base em séries de dados de custo de equipamentos reais.

Com os valores preliminares dos equipamentos, estimados com as respectivas regras de potência, os valores devem ser corrigido com fatores multiplicadores que adaptem o preço de aquisição em função do material constituinte, pressão e temperatura de trabalho (PETERS; TIMMERHAUS; WEST, 2002). Esses fatores multiplicadores são encontrados no Anexo P.

Além do procedimento de estimação já descrito, é necessário utilizar outras metodologias para mensurar os custos relativos à instalação dos equipamentos. De acordo com o modelo de custos proposto por Towler e Sinnott (2013), os custos de instalação tomam por base o valor de aquisição dos equipamentos e, juntamente com ele, compõe o custo ISBL. Ressalta-se que a economia geral do projeto pode ser mal estimada caso o escopo do valor do ISBL estiver mal definido (TOWLER; SINNOTT, 2013).

Os custos de instalação, instrumentação e controle, tubulação, entre outros, não foram contabilizados no levantamento inicial dos preços dos equipamentos. Portanto, faz-se necessário o uso da Equação 10.4, que leva em consideração vários fatores importantes para o levantamento, tais como: instalação dos equipamentos (f_{er}), tubulação (f_p), instrumentação e controle (f_i), eletricidade (f_{el}), estrutura civil (f_c), construção (f_s) e pintura (f_l).

$$ISBL = \text{Custo dos Equipamentos} \cdot ((1 + f_p) \cdot f_m + (f_{er} + f_{el} + f_i + f_c + f_s + f_l)) \quad (10.4)$$

É importante observar que, grande parte dos equipamentos da produção do PEF estão em constante ação sobre fluidos que possuem líquidos e sólidos em suspensão, portanto, utilizou-se o tipo de processo *Fluids-Solids*, de acordo com o que pode ser observado no Anexo Y. Postas essas considerações, o valor calculado para o custo IBSL, em dólares, é de US\$ 48461053,78.

Para cada área, apresentam-se as Tabelas 10.1, 10.2, 10.3 e 10.4 de levantamento de custos de equipamentos.

Tabela 10.1 – Preços dos equipamentos da Área 100.

(continua)			
Equipamento	Preço de Compra (US\$)	Quantidade	Compra + Instalação (US\$)
CR-101	54025,60	1	172881,92
DE-101	61232,00	1	76540,00
E-101	77944,00	1	256436,00
E-102	139137,00	1	301927,00
E-103	77944,00	1	256436,00
E-104	547942,00	1	1189034,00

Tabela 10.1 – Preços dos equipamentos da Área 100.

(conclusão)

Equipamento	Preço de Compra (US\$)	Quantidade	Compra + Instalação (US\$)
E-105	81453,00	1	176753,00
E-106	6577,00	1	21638,00
FE-101	26270,30	1	84064,96
FE-102	30320,00	1	97024,00
FE-103	13500,00	1	43200,00
FE-104	414000,00	1	1324800,00
FF-101	30000,00	1	96000,00
FF-102	30000,00	1	96000,00
K-101	143992,00	1	460774,40
M-101	1955,00	1	6256,00
M-102	1500,00	1	4800,00
M-103	1500,00	1	4800,00
M-104	1500,00	1	4800,00
P-101	1998,00	1	6393,60
P-102	1998,00	1	6393,60
R-101	52000,00	1	166400,00
R-102	60000,00	1	192000,00
SR-101	10000,00	1	32000,00
TT-101	200000,00	1	640000,00
TT-102	39897,96	1	127673,47
TT-103	500,00	1	1600,00
TT-104	200000,00	1	640000,00
Bombas			
RL-33B	-	8	26900,00
TMDL-32/21	-	10	70300,00
TMDL-32/62	-	2	190000,00
TMDL-32/31	-	6	97300,00
TMDL-32/51	-	1	129000,00
TMDL-32/42	-	2	129000,00
TMDL-32/22	-	1	80700,00
TMDL-32/41	-	1	113000,00
TMDL-32/11	-	3	47900,00
RL-33C	-	1	26900,00
TMDL-32/52	-	1	160000,00
RL-33E	-	1	29700,00

Tabela 10.1 – Preços dos equipamentos da Área 100.

(conclusão)

Equipamento	Preço de Compra (US\$)	Quantidade	Compra + Instalação (US\$)
Total			9309625,95

Fonte: Autores.

Tabela 10.2 – Preços dos equipamentos da Área 200.

(continua)

Equipamento	Preço de Compra (US\$)	Quantidade	Compra + Instalação (US\$)
TT-206	20000,00	1	64000,00
TT-201	2965,00	1	9488,00
TT-203	25000,00	1	80000,00
TT-202	15000,00	1	48000,00
TT-204	2500,00	1	8000,00
M-201	2000,00	1	6400,00
M-202	2000,00	1	6400,00
R-101	426800,00	1	643400,00
R-202	188600,00	1	410300,00
T-201	136000,00	1	537400,00
T-202	315400,00	1	784300,00
T-203	494500,00	1	991900,00
T-204	334200,00	1	910600,00
T-205	455900,00	1	1045800,00
T-206	247100,00	1	724600,00
T-207	406700,00	1	1000100,00
T-208	276500,00	1	753300,00
T-209	392900,00	1	844900,00
T-210	159000,00	1	493700,00
A-201	72600,00	1	187700,00
E-201	154000,00	1	329000,00
Bombas			
J-J01	69000,00	1	108800,00
J-J02	4300,00	1	30100,00
J-J03	4300,00	1	28900,00
J-J04	4300,00	1	27900,00
J-J05	4300,00	1	27200,00
J-206	4300,00	1	27200,00

Tabela 10.2 – Preços dos equipamentos da Área 200.

(conclusão)

Equipamento	Preço de Compra (US\$)	Quantidade	Compra + Instalação (US\$)
RL-33B	-	20	26900,00
RL-33E	-	2	29700,00
TMDL-32/21	-	5	70300,00
TMDL-32/32	-	1	113000,00
RL-33D	-	2	29700,00
RL-33C	-	1	26900,00
Total			11277588,00

Tabela 10.3 – Preços dos equipamentos da Área 300.

(continua)

Equipamento	Preço de Compra (US\$)	Quantidade	Compra + Instalação (US\$)
E-301	11500,00	1	76600,00
E-302	8400,00	1	57100,00
E-303	8900,00	1	70200,00
E-304	58800,00	1	202100,00
E-305	14500,00	1	103100,00
E-306	9100,00	1	70000,00
E-307	13100,00	1	80700,00
E-308	11400,00	1	83200,00
J-301	4900,00	1	34500,00
J-302	17600,00	1	48800,00
J-303	51800,00	1	85600,00
K-301	312600,00	1	453600,00
M-301	6500,00	1	20800,00
M-302	1954,55	1	6254,55
M-303	6500,00	1	20800,00
M-304	1954,55	1	6254,55
M-305	6500,00	1	20800,00
M-306	12000,00	1	38400,00
M-307	1702,02	1	5446,46
M-308	3974,75	1	12719,19
M-309	6500,00	1	20800,00
M-310	1702,02	1	5446,46

Tabela 10.3 – Preços dos equipamentos da Área 300.

(conclusão)

Equipamento	Preço de Compra (US\$)	Quantidade	Compra + Instalação (US\$)
M-311	10000,00	1	32000,00
M-312	2459,60	1	7870,71
M-313	6500,00	1	20800,00
M-314	6500,00	1	20800,00
M-315	2964,65	1	9486,87
P-301	120000,00	1	186044,14
P-302	120000,00	1	186044,14
P-303	120000,00	1	186044,14
P-304	120000,00	1	186044,14
P-305	108000,00	1	173547,59
R-301	68000,00	1	218500,00
R-302	84800,00	1	238600,00
T-301	164800,00	1	642600,00
T-302	111400,00	1	496000,00
T-303	67800,00	1	220000,00
T-304	106100,00	1	488900,00
T-305	163200,00	1	623600,00
T-306	183000,00	1	646100,00
T-307	159800,00	1	614100,00
T-308	97200,00	1	497100,00
V-301	20600,00	1	104500,00
V-302	16400,00	1	103600,00
W-301	99600,00	1	164800,00
W-302	99600,00	1	164800,00
W-303	99600,00	1	164800,00
W-304	114100,00	1	179900,00
TT-301	200000,00	1	640000,00
TT-302	72563,00	1	232201,60
TT-303	250000,00	1	800000,00
TT-304	200000,00	1	640000,00
TT-305	50000,00	1	160000,00
TT-306	50000,00	1	160000,00
Bombas			
TMDL-32/31	-	7	97300,00
RL-33B	-	44	26900,00
TMDL-32/22	-	1	80700,00

Tabela 10.3 – Preços dos equipamentos da Área 300.

(conclusão)

Equipamento	Preço de Compra (US\$)	Quantidade	Compra + Instalação (US\$)
RL-33C	-	3	26900,00
TMDL-32/21	-	5	70300,00
RL-33E	-	1	29700,00
TMDL-32/11	-	1	47900,00
Total			13187204,53

Tabela 10.4 – Preços dos equipamentos da Área 400.

(continua)

Equipamento	Preço de Compra (US\$)	Quantidade	Compra + Instalação (US\$)
M-405	6500,00	1	20800,00
TT-401	1000,00	1	3200,00
TT-402	40000,00	1	128000,00
M-402	1742,42	1	5575,76
TT-403	1250,00	1	4000,00
R-401	47900,00	1	198900,00
R-402	374268,61	1	1197659,55
R-404-A	30000,00	1	96000,00
R-404-B	30000,00	1	96000,00
R-404-C	30000,00	1	96000,00
R-403	300000,00	1	960000,00
Ensacadora	9500,00	1	30400,00
PL-401	120000,00	1	384000,00
T-401	247200,00	1	985800,00
T-402	216100,00	1	638300,00
E-401	252000,00	1	404000,00
E-402	6830,00	1	22500,00
E-403	5090,00	1	16800,00
Bombas			
J-401	8770,00	1	23600,00
J-402	8770,00	1	23600,00
J-403	6930,00	1	17800,00
J-404	6930,00	1	17800,00
J-405	6930,00	1	17800,00

Tabela 10.4 – Preços dos equipamentos da Área 400.

(conclusão)

Equipamento	Preço de Compra (US\$)	Quantidade	Compra + Instalação (US\$)
RL-33B	-	9	26900,00
TMDL-32/11	-	1	47900,00
RL-33D	-	1	29700,00
TMDL-32/21	-	2	70300,00
RL-33C	-	2	26900,00
Total			5902635,31

10.2 CUSTOS RELACIONADOS A ÁREA DE SERVIÇOS

A infraestrutura carrega todo um custo adicional que precisa ser considerado na análise um novo empreendimento industrial. Esse custo é considerado no investimento OSBL. Quando a análise econômica se trata de uma análise preliminar de um novo processo, os requisitos externos geralmente não são muito conhecidos e uma provisão para custos fora do local pode ser feita assumindo que eles serão uma fração do Investimento ISBL, já calculado anteriormente.

De acordo com o recomendado por Towler e Sinnott (2013), o custo OSBL pode ser considerado como uma fração de 30% a 50% do custo ISBL mapeado. A fim de realizar uma estimativa pessimista para esses gastos, considerou-se porcentagem de 50%, o que resulta em uma estimativa de custo de US\$ 24230526,89.

10.3 CUSTOS COM FUNCIONÁRIOS

Com intuito de obter o custo anual para folhas de pagamento, estimou-se o número de funcionários. O número de operadores necessários em cada área está relacionado ao número de etapas envolvendo o manuseio e também às dificuldades do processo. Além disso, considerou-se outras funções como cargos de liderança, administrativa e de serviços, para o funcionamento adequado da empresa.

Dessa forma, a empresa conta com 261 funcionários, distribuídos em três turnos, visto que a planta opera 24 horas por dia com 3 turnos de 8 horas cada. Em cada turno, a área 100 conta com 12 operadores, a área 200 com 5, a área 300 com 12, a área 400 com 8, utilidades 6 e ETE e ETA com 4. Além disso, em cada uma dessas áreas há um coordenador, um gerente e um analista. A área de logística também conta com um coordenador e um gerente, além dos

auxiliares e responsáveis pelo almoxarifado. Um gerente, um coordenador e dois analistas, no entanto, são responsáveis pela área de utilidades, ETE e ETA.

Na área de controle industrial, e também responsáveis pela administração de toda a fábrica, tem-se 2 gerentes e um coordenador, bem como dois analistas por turno. O terceiro turno é das 22 h às 6 h e, por isso deve, ser considerado adicional noturno, o que corresponde a um aumento de 20% em comparação à hora trabalhada nos turnos diurnos. Além disso, os colaboradores em cargos que exigem a necessidade de 3 turnos trabalham 6 dias e folgam um dia. Além do salário mensal, considerou-se benefícios como valor de *ticket* refeição diário de US\$ 2,90, vale transporte considerando a passagem no valor de US\$0,88 e um plano de saúde de US\$48,30.

O custo para a empresa leva em conta o adicional de férias referente à 1/3 do valor do salário, o décimo terceiro e a contribuição para o Instituto Nacional do Seguro Social (INSS) e para o Fundo de Garantia do Tempo de Serviço (FGTS). Os cálculos foram feitos com base no *site* Cálculo Exato. Os cargos, e valores de mensalidade para os funcionários dos três turnos de cada área estão apresentados na Tabela 10.5. O custo anual, em reais, será de US\$ 2.634.389,74.

Tabela 10.5 – Tabela de custos com folhas de pagamento

Cargo	Turno	Número de funcionários	Salário mensal (US)	Custo anual total (US)
Operação	1º e 2º	94	355,30	751.496,11
Operação	3º	47	436,51	446.132,62
Analista	1º e 2º	10	687,23	141.154,29
Analista	3º	2	844,35	34.021,14
Coordenador	1º	7	1.167,74	160.832,23
Gerente	1º	8	1.977,52	303.267,01
Técnicos de manutenção	1º e 2º	8	470,23	80.912,02
Técnicos de manutenção	3º	4	577,72	48.375,16
Engenheiro de manutenção	1º	1	1.608,73	31.107,89
Administração	1º	30	347,89	235.739,97
Guarda	1º e 2º	4	259,96	24.945,99
Guarda	3º	2	319,38	14.664,71
Cozinha	1º e 2º	8	218,74	43.812,25
Cozinha	3º	4	268,71	25.582,85
Carregamento	1º e 2º	12	325,09	89.224,02
Carregamento	3º	6	399,42	52.836,08
Almoxarifado	1º e 2º	6	238,83	35.068,20
Almoxarifado	3º	2	293,38	13.701,38
Técnico em química	1º	6	445,55	57.939,70
SOMA				2.590.813,62

Fonte: Autores.

10.4 ESTIMATIVA DE INVESTIMENTOS

Os investimentos necessários, de acordo com o modelo de estimativa empregado, são elencados em detalhes na Tabela 10.6, com sua descrição, volume e percentual considerado com base no ISBL.

Tabela 10.6 – Parâmetros fundamentais no levantamento do investimento total

Custos	Valor monetário (US\$)	Critério adotado
ISBL	48461053,78	Somatório dos equipamentos
OSBL	24230526,89	50% do ISBL
Investimento de capital direto	72691580,68	ISBL + OSBL
Investimento de capital indireto	18172895,17	25% do I_{direto}
Capital de custo fixo	90864475,84	$I_{direto} + I_{indireto}$
Capital de giro	13629671,38	15% do Total
Capital de partida	9086447,584	10% do Fixo
Custo total do investimento	113580594,81	$I_{fixo} + I_{giro} + I_{partida}$

Fonte: Autores.

10.5 ESTIMATIVAS DE CUSTOS OPERACIONAIS

Os custos de operação da unidade industrial se referem aos gastos despendidos em insumos, efluentes, utilidades e manutenção. Dessa forma, calcula-se as quantidades e preços totais gastos anualmente com a compra de reagentes, catalisadores, utilidades, entre outros. Também se considera um gasto de 2% do investimento total para manutenção anual, a partir do terceiro ano desde o início do empreendimento. O resumo dos custos operacionais é apresentado na Tabela 10.7.

Tabela 10.7 – Despesas operacionais com insumos, utilidades e manutenção.

Despesa	Unidade	Consumo	Preço (\$/un.)	Total (US\$/ano)
Metanol	t/ano	9993,80	492,00	4916948,03
Ácido Acético	t/ano	4423,32	950,00	4202153,51
MEG	t/ano	6984,04	850,00	5936432,23
Xarope de Glicose	t/ano	21423,26	450,00	9640468,80
Oxigênio	t/ano	5085,02	170,60	867503,88
NaOH	t/ano	26,19	635,00	16632,94
H ₂ SO ₄	t/ano	32,15	202,58	6513,03
Amiloglicosidase	t/ano	18,77	8000,00	150144,00
Glicose Isomerase	t/ano	0,432	272000,00	117504,00
GLP	t/ano	179,52	379,75	68172,15
Cavacos	t/ano	90994,20	9,04	822732,37
Energia Elétrica	kWh/ano	60595660,59	0,05	6148921,53
Água Abrandada	m ³ /ano	329480,97	0,06	20733,88
Água Desmin.	m ³ /ano	188688,98	0,13	23747,99
Água Potável	m ³ /ano	10928,79	0,03	343,87
Efluentes <i>Offsite</i>	t/ano	5404,37	63,29	342048,61
Manutenção	2% do invest. Total	-	-	2271611,90
Total				35552612.70

*c/ impostos

Fonte: Autores.

10.6 ESTIMATIVAS DE RECEITAS

As receitas do empreendimento são geradas pela venda do produto principal, o PEF, mas também de coprodutos como o levulinato de metila, o acetato de metila e o próprio MEG 98% separado no fundo da coluna T-308, cuja presença de DEG o desqualifica para o uso na polimerização mas, possui qualidade suficiente para outros usos. As receitas são resumidas na Tabela 10.8.

Tabela 10.8 – Receitas obtidas com a venda dos produtos.

Receita	Unidade	Volume	Preço (US\$/t)	Total (US\$/ano)
PEF	t/ano	10010,69	2850,00	28530461,00
Acetato de Metila	t/ano	2334,62	1500,00	3501927,00
Levulinato de Metila	t/ano	1333,02	16000,00	21328282,00
MEG 98%	t/ano	2386,94	500,00	1193469,00
Total				54554139,00

Fonte: Autores.

10.7 FINANCIAMENTO DO INVESTIMENTO

O investimento necessário para o desenvolvimento do projeto, ou custo total do investimento, conforme apresentado na Tabela 10.6, foi financiado pelo BNDES Automático – Projetos de Investimento. Esse programa do BNDES fornece financiamento de até 150 milhões de reais para projetos de empresas com faturamento anual maior que 300 milhões de reais de todos os setores. Para o item “Grandes Empresas – Padrão”, o tempo de financiamento foi definido para vinte anos, com período de carência de até 3 anos (BNDES, 2022a).

Conforme o BNDES (2022a), a taxa de juros final é composta pelo Custo Financeiro de Referência, pela Taxa do BNDES (inclui a remuneração do BNDES e a taxa de intermediação financeira) e pela Taxa do Agente Financeiro, conforme apresentado na Equação 10.5.

$$\text{Taxa de Juros} = \text{Fator Taxa Custo} \cdot \text{Fator Taxa BNDES} \cdot \text{Fator Taxa Agente} - 1 \quad (10.5)$$

Para grandes empresas, a taxa do BNDES padrão é de 1,15%, a taxa do agente financeiro é negociada entre a instituição financeira credenciada do BNDES e a empresa beneficiária do financiamento e a taxa de custo financeiro é a taxa de longo prazo, TLP (BNDES, 2022c). A TLP é usada para grandes empresas e está relacionada à inflação, sendo calculada conforme a Equação 10.6 (BNDES, 2022b).

$$TLP = (1 + IPCA) \times (1 + \alpha \times JURO REAL NTN-B) - 1 \quad (10.6)$$

O fator α está sendo utilizado para que a TLP se iguale à TJLP até 2023, portanto, o fator α , em 2022, é de 0,91 (BNDES, 2022b). O IPCA em 2021 foi de 10,06% a.a. e o juro real NTN-B para janeiro de 2022 é de 5,75% a.a., de acordo com o site Oficial do Tesouro Nacional (2022). Assim, a taxa de longo prazo, TLP, é de 0,158% a.a. e a taxa de juros pode ser calculada pela Equação 10.5 como 7,43% a.a., considerando a taxa do agente média como 4,2% a.a.

Os dados referentes às parcelas do financiamento foram convertidos para dólares e adicionados ao cálculo do retorno do investimento, de modo a serem descontados da receita da empresa durante o período de financiamento. Cabe ressaltar que a cotação considerada para a conversão de valores monetários é de US\$ 5,35 para cada unidade de real.

O restante do montante necessário para o projeto será obtido por meio de acionistas em sociedade anônima (SA). No caso das SA's, a empresa não pertence a um único indivíduo, mas o capital social total é dividido em ações que podem ser negociadas livremente.

10.8 AVALIAÇÃO DOS INDICADORES DA ANÁLISE ECONÔMICA

Os resultados da análise econômica são dados em termos de indicadores como a TIR, VPL e payback. Pode-se determinar esses valores com base no fluxo de caixa líquido e no descontado, o qual leva em consideração projeções para os descontos ao longo do tempo e os riscos envolvidos no projeto. A Equação 10.7 foi utilizada para calcular o fluxo de caixa descontado. A TIR é determinada apenas com base no fluxo de caixa líquido.

$$FCD = \frac{FC}{(1 + TD)^n} \quad (10.7)$$

A taxa de desconto (TD) considerada é de 8,2%. Na prática, esse valor deve ser calculado considerando-se o imposto de renda e o endividamento da empresa - assim, o valor da TD também depende fortemente do tipo de empreendimento considerado. No entanto, por se tratar de uma análise econômica preliminar, opta-se por simplificar essa etapa adotando-se a consideração da taxa de 8,2% reportada como o *Weighted Average Cost of Capital* (WACC) da Avantium B.V. (INVESTFERRY, 2021).

Com o levantamento de receitas dadas pelas vendas de produtos e os custos já apresentados, é possível calcular a margem de receita dada pelo EBITDA - *Earnings Before Interest, Taxes, Depreciation and Amortization*. Com esse valor determinado, é possível calcular a margem de lucro anteriormente às deduções de impostos, juros, depreciação. etc.

Na determinação da depreciação anual, considera-se seu início após os 2 anos de construção da planta industrial. O valor é calculado com base no investimento inicial, dividido pelo número de anos de vida do empreendimento. O desconto da depreciação anual do valor do EBITDA fornece o lucro bruto do empreendimento, sobre o qual se calcula o montante de imposto de renda (IR) e contribuição social sobre o lucro líquido (CSLL). Ambos somam uma alíquota que resulta em 34%, incidente sobre o montante do lucro bruto determinado anteriormente. O lucro líquido é, então, apurado pelo desconto desses dois impostos do montante de lucro bruto. O lucro líquido é somado à depreciação para a formação do montante de fluxo de caixa operacional.

O investimento de custos de capital (*Capital Expenditures - CAPEX*) é dividido nos dois

primeiros anos considerando sua distribuição em porcentagens de 60% e 40%, respectivamente. Sobre o investimento de CAPEX, considera-se a tomada de crédito de imposto de circulação de mercadorias e serviços, aplicável para investimentos em ativos imobilizado. Com alíquota de 18%, calcula-se os montantes de créditos anualmente sobre o somatório do CAPEX investido nos últimos 4 anos. Assim, os montantes de tomada de crédito de imposto se estendem até o ano 6, tendo início no ano 2. Os valores do crédito de imposto somam-se aqueles do fluxo de caixa operacional, formando o fluxo de caixa líquido.

O fluxo de caixa descontado é determinado com base no líquido, utilizando-se a Equação 10.7. Ainda são calculados os juros e a amortização do investimento tomado, que também é dividido em uma proporção 60/40 entre os anos 1 e 2. Com os valores dos fluxos de caixa líquido, descontado e descontado acumulado, calcula-se os indicadores de TIR, VPL e *payback*. O fluxo de caixa do empreendimento é apresentado na Tabela 10.9.

Tabela 10.9 – Fluxo de caixa.

Ano	1	2	3
Receita (US\$)	0,00	0,00	54554138,51
Custo Operacional (US\$)	0,00	0,00	-35829759,90
EBITDA (US\$)	0,00	0,00	18724378,61
% Margem de Receita	0,00	0,00	0,34
(-) Depreciação	0,00	0,00	-4543223,79
(=) Lucro Bruto	0,00	0,00	14181154,82
(-) IR/CSLL (34%)	0,00	0,00	-4821592,64
(=) Lucro Líquido	0,00	0,00	9359562,18
(+) Depreciação	0,00	0,00	4543223,79
(=) Fluxo de caixa operacional	0,00	0,00	13902785,97
(-) Investimentos	-68148356,89	-45432237,92	0,00
CAPEX	-68148356,89	-45432237,92	0,00
(-) Outros	0,00	3066676,06	5111126,77
Crédito de Imposto (18%)	0,00	3066676,06	5111126,77
(=) Fluxo de caixa líquido	-68148356,89	-42365561,86	19013912,74
(=) Fluxo de caixa descontado	-68148356,89	-39154863,09	16241157,38
(=) Fluxo de caixa acumulado descontado	-68148356,89	-107303219,98	-91062062,59
(=) Fluxo Financiamento	15289808,28	9424577,92	-4415870,41
(+) Captação	15674122,08	10449414,72	0,00
(-) Amortização	-384313,80	-1024836,80	-4415870,41
Principal	0,00	0,00	-3134824,42
Juros (líquido de IR)	-384313,80	-1024836,80	-1281046,00

(continua)

Fonte: Autores.

(continuação)

Ano	4	5	6
Receita (US\$)	54554138,51	54554138,51	54554138,51
Custo Operacional (US\$)	-38101371,80	-38101371,80	-38101371,80
EBITDA (US\$)	16452766,71	16452766,71	16452766,71
% Margem de Receita	0,30	0,30	0,30
(-) Depreciação	-4543223,79	-4543223,79	-4543223,79
(=) Lucro Bruto	11909542,92	11909542,92	11909542,92
(-) IR/CSLL (34%)	-4049244,59	-4049244,59	-4049244,59
(=) Lucro Líquido	7860298,33	7860298,33	7860298,33
(+) Depreciação	4543223,79	4543223,79	4543223,79
(=) Fluxo de caixa operacional	12403522,12	12403522,12	12403522,12
(-) Investimentos	0,00	0,00	0,00
CAPEX	0,00	0,00	0,00
(-) Outros	5111126,77	5111126,77	2044450,71
Crédito de Imposto (18%)	5111126,77	5111126,77	2044450,71
(=) Fluxo de caixa líquido	17514648,89	17514648,89	14447972,83
(=) Fluxo de caixa descontado	13826735,44	12778868,25	9742504,44
(=) Fluxo de caixa acumulado descontado	-77235327,15	-64456458,91	-54713954,47
(=) Fluxo Financiamento	-6352027,84	-6095818,64	-5839609,44
(+) Captação	0,00	0,00	0,00
(-) Amortização	-6352027,84	-6095818,64	-5839609,44
Principal	-5224707,36	-5224707,36	-5224707,36
Juros (líquido de IR)	-1127320,48	-871111,28	-614902,08

(continua)

Fonte: Autores.

(continuação)

Ano	7	8	9
Receita (US\$)	54554138,51	54554138,51	54554138,51
Custo Operacional (US\$)	-38101371,80	-38101371,80	-38101371,80
EBITDA (US\$)	16452766,71	16452766,71	16452766,71
% Margem de Receita	0,30	0,30	0,30
(-) Depreciação	-4543223,79	-4543223,79	-4543223,79
(=) Lucro Bruto	11909542,92	11909542,92	11909542,92
(-) IR/CSLL (34%)	-4049244,59	-4049244,59	-4049244,59
(=) Lucro Líquido	7860298,33	7860298,33	7860298,33
(+) Depreciação	4543223,79	4543223,79	4543223,79
(=) Fluxo de caixa operacional	12403522,12	12403522,12	12403522,12
(-) Investimentos	0,00	0,00	0,00
CAPEX	0,00	0,00	0,00
(-) Outros	0,00	0,00	0,00
Crédito de Imposto (18%)	0,00	0,00	0,00
(=) Fluxo de caixa líquido	12403522,12	12403522,12	12403522,12
(=) Fluxo de caixa descontado	7730035,01	7144209,81	6602781,71
(=) Fluxo de caixa acumulado descontado	-46983919,46	-39839709,65	-33236927,95
(=) Fluxo Financiamento	-5583400,24	-2192366,62	0,00
(+) Captação	0,00	0,00	0,00
(-) Amortização	-5583400,24	-2192366,62	0,00
Principal	-5224707,36	-2089882,94	0,00
Juros (líquido de IR)	-358692,88	-102483,68	0,00

(continua)

Fonte: Autores.

(continua)

Ano	10	11	12
Receita (US\$)	54554138,51	54554138,51	54554139,51
Custo Operacional (US\$)	-38101371,80	-38101371,80	-38101371,80
EBITDA (US\$)	16452766,71	16452766,71	16452767,71
% Margem de Receita	0,30	0,30	0,30
(-) Depreciação	-4543223,79	-4543223,79	-4543223,79
(=) Lucro Bruto	11909542,92	11909542,92	11909543,92
(-) IR/CSLL (34%)	-4049244,59	-4049244,59	-4049244,93
(=) Lucro Líquido	7860298,33	7860298,33	7860298,99
(+) Depreciação	4543223,79	4543223,79	4543223,79
(=) Fluxo de caixa operacional	12403522,12	12403522,12	12403522,78
(-) Investimentos	0,00	0,00	0,00
CAPEX	0,00	0,00	0,00
(-) Outros	0,00	0,00	0,00
Crédito de Imposto (18%)	0,00	0,00	0,00
(=) Fluxo de caixa líquido	12403522,12	12403522,12	12403522,78
(=) Fluxo de caixa descontado	6102386,05	5639913,17	5212489,34
(=) Fluxo de caixa acumulado descontado	-27134541,90	-21494628,73	-16282139,38
(=) Fluxo Financiamento	0,00	0,00	0,00
(+) Captação	0,00	0,00	0,00
(-) Amortização	0,00	0,00	0,00
Principal	0,00	0,00	0,00
Juros (líquido de IR)	0,00	0,00	0,00

(continua)

Fonte: Autores.

(continuação)

Ano	13	14	15
Receita (US\$)	54554140,51	54554141,51	54554142,51
Custo Operacional (US\$)	-38101371,80	-38101371,80	-38101371,80
EBITDA (US\$)	16452768,71	16452769,71	16452770,71
% Margem de Receita	0,30	0,30	0,30
(-) Depreciação	-4543223,79	-4543223,79	-4543223,79
(=) Lucro Bruto	11909544,92	11909545,92	11909546,92
(-) IR/CSLL (34%)	-4049245,27	-4049245,61	-4049245,95
(=) Lucro Líquido	7860299,65	7860300,31	7860300,97
(+) Depreciação	4543223,79	4543223,79	4543223,79
(=) Fluxo de caixa operacional	12403523,44	12403524,10	12403524,76
(-) Investimentos	0,00	0,00	0,00
CAPEX	0,00	0,00	0,00
(-) Outros	0,00	0,00	0,00
Crédito de Imposto (18%)	0,00	0,00	0,00
(=) Fluxo de caixa líquido	12403523,44	12403524,10	12403524,76
(=) Fluxo de caixa descontado	4817458,06	4452364,43	4114939,62
(=) Fluxo de caixa acumulado descontado	-11464681,32	-7012316,89	-2897377,27
(=) Fluxo Financiamento	0,00	0,00	0,00
(+) Captação	0,00	0,00	0,00
(-) Amortização	0,00	0,00	0,00
Principal	0,00	0,00	0,00
Juros (líquido de IR)	0,00	0,00	0,00

(continua)

Fonte: Autores.

(continuação)

Ano	16	17	18
Receita (US\$)	54554143,51	54554144,51	54554145,51
Custo Operacional (US\$)	-38101371,80	-38101371,80	-38101371,80
EBITDA (US\$)	16452771,71	16452772,71	16452773,71
% Margem de Receita	0,30	0,30	0,30
(-) Depreciação	-4543223,79	-4543223,79	-4543223,79
(=) Lucro Bruto	11909547,92	11909548,92	11909549,92
(-) IR/CSLL (34%)	-4049246,29	-4049246,63	-4049246,97
(=) Lucro Líquido	7860301,63	7860302,29	7860302,95
(+) Depreciação	4543223,79	4543223,79	4543223,79
(=) Fluxo de caixa operacional	12403525,42	12403526,08	12403526,74
(-) Investimentos	0,00	0,00	0,00
CAPEX	0,00	0,00	0,00
(-) Outros	0,00	0,00	0,00
Crédito de Imposto (18%)	0,00	0,00	0,00
(=) Fluxo de caixa líquido	12403525,42	12403526,08	12403526,74
(=) Fluxo de caixa descontado	3803086,73	3514867,77	3248491,65
(=) Fluxo de caixa acumulado descontado	905709,46	4420577,23	7669068,88
(=) Fluxo Financiamento	0,00	0,00	0,00
(+) Captação	0,00	0,00	0,00
(-) Amortização	0,00	0,00	0,00
Principal	0,00	0,00	0,00
Juros (líquido de IR)	0,00	0,00	0,00

(continua)

Fonte: Autores.

(continuação)

Ano	19	20	21
Receita (US\$)	54554146,51	54554147,51	54554148,51
Custo Operacional (US\$)	-38101371,80	-38101371,80	-38101371,80
EBITDA (US\$)	16452774,71	16452775,71	16452776,71
% Margem de Receita	0,30	0,30	0,30
(-) Depreciação	-4543223,79	-4543223,79	-4543223,79
(=) Lucro Bruto	11909550,92	11909551,92	11909552,92
(-) IR/CSLL (34%)	-4049247,31	-4049247,65	-4049247,99
(=) Lucro Líquido	7860303,61	7860304,27	7860304,93
(+) Depreciação	4543223,79	4543223,79	4543223,79
(=) Fluxo de caixa operacional	12403527,40	12403528,06	12403528,72
(-) Investimentos	0,00	0,00	0,00
CAPEX	0,00	0,00	0,00
(-) Outros	0,00	0,00	0,00
Crédito de Imposto (18%)	0,00	0,00	0,00
(=) Fluxo de caixa líquido	12403527,40	12403528,06	12403528,72
(=) Fluxo de caixa descontado	3002302,97	2774771,84	2564484,28
(=) Fluxo de caixa acumulado descontado	10671371,85	13446143,70	16010627,98
(=) Fluxo Financiamento	0,00	0,00	0,00
(+) Captação	0,00	0,00	0,00
(-) Amortização	0,00	0,00	0,00
Principal	0,00	0,00	0,00
Juros (líquido de IR)	0,00	0,00	0,00

(continua)

Fonte: Autores.

(continuação)

Ano	22	23	24
Receita (US\$)	54554149,51	54554150,51	54554151,51
Custo Operacional (US\$)	-38101371,80	-38101371,80	-38101371,80
EBITDA (US\$)	16452777,71	16452778,71	16452779,71
% Margem de Receita	0,30	0,30	0,30
(-) Depreciação	-4543223,79	-4543223,79	-4543223,79
(=) Lucro Bruto	11909553,92	11909554,92	11909555,92
(-) IR/CSLL (34%)	-4049248,33	-4049248,67	-4049249,01
(=) Lucro Líquido	7860305,59	7860306,25	7860306,91
(+) Depreciação	4543223,79	4543223,79	4543223,79
(=) Fluxo de caixa operacional	12403529,38	12403530,04	12403530,70
(-) Investimentos	0,00	0,00	0,00
CAPEX	0,00	0,00	0,00
(-) Outros	0,00	0,00	0,00
Crédito de Imposto (18%)	0,00	0,00	0,00
(=) Fluxo de caixa líquido	12403529,38	12403530,04	12403530,70
(=) Fluxo de caixa descontado	2370133,47	2190511,64	2024502,55
(=) Fluxo de caixa acumulado descontado	18380761,45	20571273,09	22595775,64
(=) Fluxo Financiamento	0,00	0,00	0,00
(+) Captação	0,00	0,00	0,00
(-) Amortização	0,00	0,00	0,00
Principal	0,00	0,00	0,00
Juros (líquido de IR)	0,00	0,00	0,00

(continua)

Fonte: Autores.

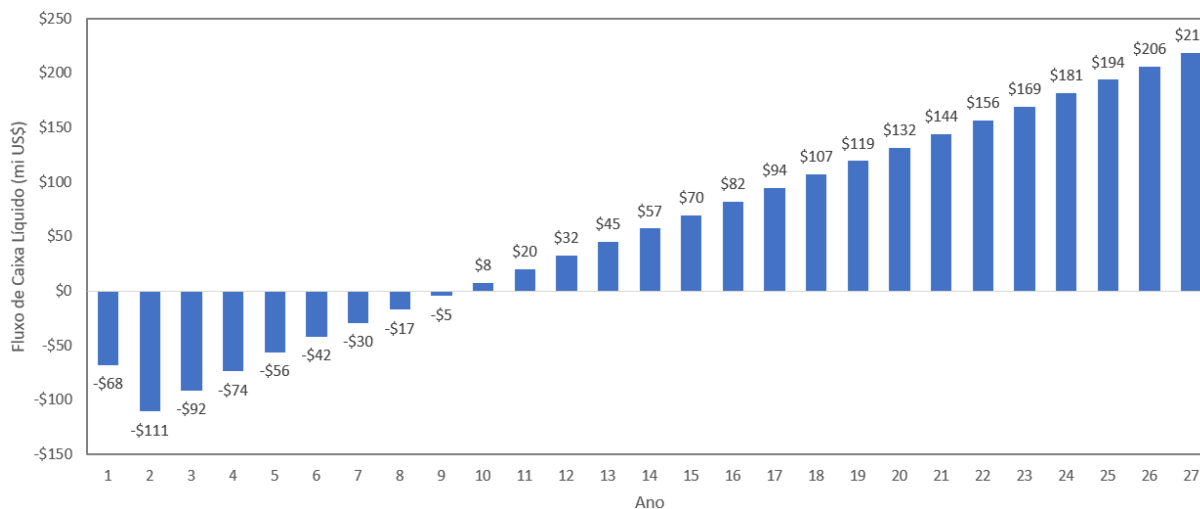
(conclusão)

Ano	25	26	27
Receita (US\$)	54554152,51	54554153,51	54554154,51
Custo Operacional (US\$)	-38101371,80	-38101371,80	-38101371,80
EBITDA (US\$)	16452780,71	16452781,71	16452782,71
% Margem de Receita	0,30	0,30	0,30
(-) Depreciação	-4543223,79	-4543223,79	-4543223,79
(=) Lucro Bruto	11909556,92	11909557,92	11909558,92
(-) IR/CSLL (34%)	-4049249,35	-4049249,69	-4049250,03
(=) Lucro Líquido	7860307,57	7860308,23	7860308,89
(+) Depreciação	4543223,79	4543223,79	4543223,79
(=) Fluxo de caixa operacional	12403531,36	12403532,02	12403532,68
(-) Investimentos	0,00	0,00	0,00
CAPEX	0,00	0,00	0,00
(-) Outros	0,00	0,00	0,00
Crédito de Imposto (18%)	0,00	0,00	0,00
(=) Fluxo de caixa líquido	12403531,36	12403532,02	12403532,68
(=) Fluxo de caixa descontado	1871074,55	1729274,16	1598220,20
(=) Fluxo de caixa acumulado descontado	24466850,19	26196124,35	27794344,55
(=) Fluxo Financiamento	0,00	0,00	0,00
(+) Captação	0,00	0,00	0,00
(-) Amortização	0,00	0,00	0,00
Principal	0,00	0,00	0,00
Juros (líquido de IR)	0,00	0,00	0,00

Fonte: Autores.

Sendo assim, considerando o fluxo de caixa líquido, obtém-se valores de TIR de 11,2% e VPL de US\$ 218451318,90 para o período de 25 anos de vida do empreendimento. Cabe, aqui, destacar a consideração de que os dois primeiros anos compreendem apenas o tempo de construção da planta, motivo pelo qual o fluxo de caixa considera um período de 27 anos, no total. Para o mesmo cenário, o payback seria de 9,4 anos. Esses indicadores podem ser depreendidos da análise do fluxo de caixa líquido do projeto, apresentado na Figura 10.2.

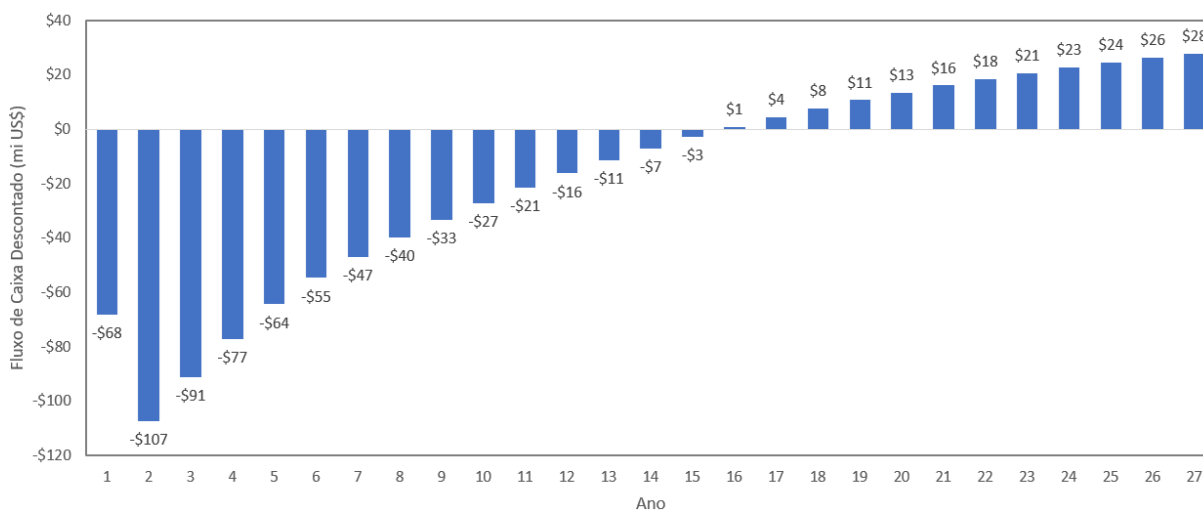
Figura 10.2 – Fluxo de caixa líquido do projeto.



Fonte: Autores.

Para o cenário que considera a taxa de desconto - que incorpora efeitos de taxas pagas pela empresa para se financiar e, indiretamente, efeitos inflacionários. Nesse caso, com base no fluxo de caixa descontado, tem-se um valor presente líquido de US\$ 27794345,00 e um *payback* de 15,8 anos. Esses indicadores podem ser inferidos da análise do fluxo de caixa descontado do projeto, apresentado na Figura 10.3.

Figura 10.3 – Fluxo de caixa descontado do projeto.



Fonte: Autores.

A partir desses números, percebe-se o grande impacto gerado pela taxa de desconto nos indicadores de viabilidade, reflexo do risco do empreendimento e do endividamento necessário para a execução. Comparando-se o resultado da TIR com outras taxas do mercado, como a taxa Selic, frequentemente tomada como a taxa mínima de atratividade, pode-se argumentar

em favor da viabilidade do projeto. Isso porque a Selic, cujo valor está no patamar de 9,25%, estaria quase 2 pontos abaixo da taxa interna de retorno do projeto (Banco Central do Brasil, 2022). No entanto, esse resultado é pouco robusto, já que a série histórica da taxa básica de juros no Brasil coleciona valores mais altos do que os 11,2% indicados para este projeto, tornando sua atratividade baixa em comparação a demais opções de investimento mais seguras, como os próprios título de dívida pública do Tesouro Nacional que remuneram com base na Taxa Selic.

Por outro lado, é possível argumentar que o valor presente líquido do projeto retorna um saldo positivo ao final do período considerado, em qualquer cenário. Contudo, é inegável a desvantagem competitiva do projeto mesmo nesse aspecto, já que o valor de caixa acumulado ao final do período considerado é menor do que US\$ 30 mi - para um período de 27 anos desde o início do desprendimento de recursos, esse pode ser um valor baixo.

Portanto, para melhorar o desempenho econômico do projeto, seria fundamental reduzir despesas operacionais e maximizar resultados de receitas, o que poderia ser feito através de melhorias nos rendimentos e seletividades das etapas de conversão do processo - sobretudo na etapa de oxidação da frutose - e na redução do consumo de insumos como solventes, catalisadores e utilidades do processo. Outra alternativa seria analisar cenários sem a Área 100, realizando-se a compra de frutose diretamente de um fornecedor parceiro, estratégia semelhante à adotada pela Avantium para a redução de despesas operacionais e de capital (AVANTIUM, 2021).

11 CONCLUSÃO

Sabe-se que o meio ambiente sofre cada dia mais com a crescente emissão de gases do efeito estufa, os quais possuem significativo impacto no aquecimento do planeta. Atrelado a isso, a cada dia surgem mais inovações que visam contribuir para uma maior descarbonização do sistema energético global. Com a diminuição da rentabilidade dos combustíveis fósseis, a busca por novos materiais oriundos de diferentes fontes também será essencial no futuro.

Como alternativa aos materiais plásticos provenientes de fontes fósseis está o polietileno furanoato, também conhecido como PEF, cujo mercado está em expansão. Entretanto, o maior desafio a ser enfrentado quando se trata de bioplásticos é o seu preço, já que esse pode ser até o triplo do convencional.

Este trabalho visa à produção de polietileno furanoato, a partir do diéster metílico do ácido 2,5-furanodicarboxílico através do xarope de glicose, com processo composto pela desidratação de frutose para produção de metoxi-metil-furfural, oxidação do MMF para produção de ácido furanodicarboxílico, esterificação do FDCA para a produção de 2,5-dimetilfuranodicarboxilato e, por fim, a obtenção do PEF para suprir uma demanda de aproximadamente 10.000 toneladas de produto por ano.

O estudo foi definido para uma planta na cidade de Castro, no estado do Paraná, devido à proximidade com os insumos do processo produtivo e os incentivos estatais oferecidos. O preço final do produto ficou em U\$ 2375,00 por tonelada de PEF vendida. Contudo, as receitas da empresa também provêm da venda dos coprodutos, como levulinato de metila, que representa parte relevante da receita mesmo sendo produzido em quantidades relativamente reduzidas em comparação ao produto principal.

O processo resultou em um *payback* de aproximadamente 16 anos, com TIR de 11,5% a.a, a qual é maior que a TMA, o que indica viabilidade do processo. Entretanto, a produção de polietileno furanoato a partir do diéster metílico do ácido 2,5-furanodicarboxílico através do xarope de glicose mostrou-se pouco atrativa dados os riscos envolvidos e o retorno relativamente baixo do empreendimento.

REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

ABIPET. **Indústria de PET no Brasil**. 2013. Disponível em: <<http://www.abipet.org.br/uploads/File/MarketOverview2013.pdf>>.

_____. **11º Censo da Reciclagem do PET no Brasil**. 2020. Disponível em: <<http://www.abipet.org.br/index.html?method=mostrarInstitucional&id=7>>.

_____. **Em 2020, o PET mostrou sua força e flexibilidade**. 2021. Disponível em: <<https://www.plastico.com.br/em-2020-o-pet-mostrou-sua-forca-e-flexibilidade-abipet/>>.

ABIPLAST. **Perfil 2019**. [S.l.], 2019. 45 p.

ABRE. **Estudo ABRE macroeconômico da embalagem e cadeia de consumo**. 2019. Disponível em: <<https://www.abre.org.br/dados-do-setor/ano2019/>>.

ACOSTA-PAVAS, J. C.; ALZATE-BLONDON, L.; RUIZ-COLORADO, A. A. Enzymatic hydrolysis of wheat starch for glucose syrup production. **DYNA (Colombia)**, v. 87, n. 214, p. 173–182, 2020. ISSN 00127353.

Alfa Laval. **Alfa Laval WideGap 100**. Disponível em: <<https://www.alfalaval.com/globalassets/documents/products/heat-transfer/plate-heat-exchangers/gasketed-plate-and-frame-heat-exchangers/widegap/widegap100-product-leaflet-pct00212en.pdf>>.

_____. **Alfa Laval Wide Gap**. 2021. Disponível em: <<https://www.alfalaval.com/globalassets/documents/products/heat-transfer/plate-heat-exchangers/gasketed-plate-and-frame-heat-exchangers/widegap/widegap100-product-leaflet-pct00212en.pdf>>.

Alfa Laval Aalborg. **Poder Calorífico Inferior**. Petrópolis, RJ: [s.n.], 2021. 1 p. Disponível em: <<http://www.aalborg-industries.com.br/downloads/poder-calorifico-inf.pdf>>.

ALMEIDA, A. M. M. G. R. et al. **Process for the preparation of a purified acid composition**. 2016. 1–34 p.

AN, K.; HU, F.; BAO, J. Simultaneous saccharification of inulin and starch using commercial glucoamylase and the subsequent bioconversion to high titer sorbitol and gluconic acid. **Applied Biochemistry and Biotechnology**, v. 171, n. 8, p. 2093–2104, 2013. ISSN 02732289.

Andritz Engineered Success. **Krauss-Maffei vacuum drum filter TSF - first choice in a multitude of applications**. Graz, Austria: [s.n.], 2021. 8 p. Disponível em: <<https://www.andritz.com/resource/blob/13376/99873ca75c9b833ca88038b9f504edeb/se-tsf-vacuum-drum-filter-en-data.pdf>>.

ANVISA. **Resoluções da Diretoria Colegiada da ANVISA**. [S.l.], 2001. Disponível em: <https://bvsms.saude.gov.br/bvs/saudelegis/anvisa/2001/anexos/anexos_res0012_02_01_2001.pdf>.

_____. **Materiais em contato com alimentos**. [s.n.], 2020. 60 p. Disponível em: <<https://www.gov.br/anvisa/pt-br/centraisdeconteudo/publicacoes/alimentos/perguntas-e-respostas-arquivos/embalagens-materiais-em-contato-com-alimentos.pdf>>.

ARMAFLEX. **ESPUMA ELASTOMÉRICA**. 2021. Disponível em: <<https://neotermica.com.br/produto/espuma-elastomerica-armaflex-categoria/>>.

Associação Brasileira da Indústria Química. **Utilização da Capacidade Instalada por Grupos de Produtos: 1996/2009**. São Paulo, 2010. 35 p. Disponível em: <'>.

AVA Biochem. **Furan Dicarboxylic Methyl Ester (FDME)**. 2021.

AVANTIUM. **Prospectus Avantium 2017**. Amsterdam, 2017. 267 p. Disponível em: <<https://www.avantium.com/wp-content/uploads/2017/11/Prospectus-Avantium-N-V-dated-3-March-2017.pdf>>.

_____. **Avantium and Tereos announce Strategic Supply Agreement**. 2021. Disponível em: <<https://www.avantium.com/press-releases/avantium-and-tereos-announce-strategic-supply-agreement/>>.

Banco Central do Brasil. **Taxa Selic**. 2022. Disponível em: <<https://www.bcb.gov.br/controleinflacao/taxaselic>>.

BNDES. **Financiamento**. 2022. Disponível em: <<https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/>>.

_____. **Metodologia de cálculo da TLP**. 2022. Disponível em: <<https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/guia/custos-financeiros/metodologia-de-calculo-da-ttp>>.

_____. **Taxa de juros para BNDES Automático**. 2022. Disponível em: <https://www.bndes.gov.br/wps/portal/site/home/financiamento/produto/bndes-automatico/!ut/p/z1/rZJNU8IwEIZ_i4ceQwLpl94KztBRUDoMQnth0pK2cdqkpCmIv94FPTiKMs6Y02Z38-y7u8EJXuFEsp0omBFKsgruceK>.

BOJORGE, P. N. **Simbologia e Nomenclatura de Instrumentação e Controle**. 2014. 17–18/51 p. Disponível em: <https://www.professores.uff.br/ninoska/wp-content/uploads/sites/57/2017/08/Aula02_Instrumen_Nomenclat_2sem2014.pdf>.

BRASIL. **Lei Federal nº 6.938, de 31 de agosto de 1981**. Brasília, DF: Diário Oficial da República Federativa do Brasil, 1981. Disponível em: <http://www.planalto.gov.br/ccivil_03/leis/l6938.htm>.

_____. **Decreto n. 6434, de 16 de março de 2017**. Curitiba, PR: Diário Oficial Executivo, 2017.

BRASKEM. **Braskem e Haldor Topsoe produzem pela primeira vez bio-MEG renovável, a partir de açúcar**. 2020. Disponível em: <<https://www.braskem.com.br/detalhe-noticia/braskem-e-haldor-topsoe-produzem-pela-primeira-vez-bio-meg-renovavel-a-partir-de-acucar>>.

BREMER. **Caldeira Aquatubular Lignodyn**. 2021. Disponível em: <<https://www.bremer.com.br/produtos/1/lignodyn>>.

BREWSTER, D. **What is bulk density**. 2019. Disponível em: <<https://www.conairgroup.com/resources/resource/what-is-bulk-density/>>.

BURGESS, S. K. et al. Chain mobility, thermal, and mechanical properties of poly(ethylene furanoate) compared to poly(ethylene terephthalate). **Macromolecules**, v. 47, n. 4, p. 1383–1391, 2014. ISSN 00249297.

_____. Water sorption in poly(ethylene furanoate) compared to poly(ethylene terephthalate). Part 2: Kinetic sorption. **Polymer**, Elsevier Ltd, v. 55, n. 26, p. 6870–6882, 2014. ISSN 00323861. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/j.polymer.2014.10.065>>.

BUSCH. **COBRA NC 0100 - 0300 B**. 2021. Disponível em: <https://www.buschvacuum.com/global/en/products/cobra-industry/cobra-nc/cobra-nc-0100-0300-b?units=ISO_60#technical-data>.

CAMPBELL, J. M. **Gas Conditioning and Processing, Volume 2: The Equipment Modules**. 9th. ed. Norman, Oklahoma: Campbell Petroleum Series, 2014.

CARDOSO, M. et al. Simulation of eucalyptus kraft black liquor combustion in industrial recovery boilers. **Latin American Applied Research**, v. 42, n. 2, p. 197–204, 2012. ISSN 0327-0793.

CARGILL. **Clearsweet 95 Dextrose Corn Syrup**. 2014.

_____. **Localidades**. 2021. Disponível em: <https://www.cargill.com.br/pt_BR/localidades>.

CARRIER. **PSYCHROMETRIC CHART NORMAL TEMPERATURES**. 2019.

CHAUVE, A.; LEFEBVRE, G. **Petrochemical Processes Vol.2**. Paris: Éditions Technip, 1989. 103–126 p. ISBN 2710810662. Disponível em: <<https://goo.gl/dbpfgK>>.

CHEN, C. et al. **2,5-Furandicarboxylic acid production via catalytic oxidation of 5-hydroxymethylfurfural: Catalysts, processes and reaction mechanism**. [S.l.]: Elsevier B.V., 2021. 528–554 p.

COMESAÑA, J. F. et al. Densities and viscosities of ternary systems of water + glucose + sodium chloride at several temperatures. **Journal of Chemical and Engineering Data**, v. 48, n. 2, p. 362–366, 2003. ISSN 00219568.

Companhia Nacional de Abastecimento. **País confirma recorde na produção de etanol: 35,6 bilhões de litros na safra 2019/2020**. Disponível em: <[CONAB. **Portal de informações agropecuárias**. 2021. Disponível em: <<https://portaldeinformacoes.conab.gov.br/produtos-360.html>>.](https://www.conab.gov.br/ultimas-noticias/3342-pais-confirma-recorde-historico-na-producao-de-etanol-35-6-bilhoes-de-litros-na-safra-2019-20#:~:text=J{á}aprodu{ç}{~{a}}ototalde,10,1>>.</p>
</div>
<div data-bbox=)

Continental Conveyor Machine Works Ltd. **Screw Conveyor Catalogue and Engineering Manual**. p. 35, 1986.

CRANE. **Flow of Fluids Trough Valves, Fittings and Pipe**. Chicago, Illinois: Crane, 1969. 82 p.

Da Silva, E. A. B. et al. Glucose isomerization in simulated moving bed reactor by Glucose isomerase. **Brazilian Archives of Biology and Technology**, v. 49, n. 3, p. 491–502, 2006. ISSN 15168913.

De Souza, V. Construção de um reator de oxidação em água supercrítica para destruição de resíduos farmacêuticos. n. 7, p. 59–78, 2015.

DUPONT. **AmberLite™ CR99 Ca / 320 Chromatographic Separation Resin Suggested Operating Conditions**. 2019. 1–4 p.

Ebara Corporation. **Catálogo de bombas hidráulicas**. 2018.

EERHART, A. J.; FAAIJ, A. P.; PATEL, M. K. Replacing fossil based PET with biobased PEF; Process analysis, energy and GHG balance. **Energy and Environmental Science**, v. 5, n. 4, p. 6407–6422, 2012. ISSN 17545706.

EERHART, A. J. et al. Fuels and plastics from lignocellulosic biomass via the furan pathway; A technical analysis. **RSC Advances**, Royal Society of Chemistry, v. 4, n. 7, p. 3536–3549, dec 2014. ISSN 20462069. Disponível em: <www.rsc.org/advances>.

Engineering ToolBox. **Steel Pipe Dimensions - ANSI Schedule 40**. 2013. Disponível em: <https://www.engineeringtoolbox.com/ansi-steel-pipes-d_305.html>.

EUROPEAN BIOPLASTICS. **Bioplastics market data**. 2020. Disponível em: <<https://www.european-bioplastics.org/market/>>.

FAGUNDES, L. D.; FIGUEIREDO, P.; HELDT, L. ANÁLISE DE QUALIDADE NA AQUISIÇÃO DA MATÉRIA-PRIMA PET A SER RECICLADA PARA A INDÚSTRIA TÊXTIL E DE EMBALAGEM. In: **Contribuições da Engenharia de Produção para Melhores Práticas de Gestão e Modernização do Brasil**. [s.n.], 2016. Disponível em: <http://www.abepro.org.br/biblioteca/TN_STO_236_373_29838.pdf>.

FEI, X. et al. Biobased Poly(ethylene 2,5-furancoate): No Longer an Alternative, but an Irreplaceable Polyester in the Polymer Industry. **ACS Sustainable Chemistry Engineering**, v. 8, n. 23, p. 8471–8485, 2020. Disponível em: <<https://doi.org/10.1021/acssuschemeng.0c01862>>.

FLSMIDTH. **Carbon Regeneration Kiln**. 2021. Disponível em: <<https://www.flsmidth.com/en-gb/products/precious-metals-recovery/carbon-regeneration-kiln>>.

FRANCO, D. Y. Y. **Transição Sócio-Técnica dos plásticos bos a ótica do desenvolvimento dos bioplásticos**. 2019. 199 p. Tese (Dissertação de Mestrado) — Universidade Federal do Rio de Janeiro, 2019.

Fundação Nacional de Saúde. **Manual prático de análise de água**. 4. ed.. ed. Brasília: [s.n.], 2013.

GABIRONDO, E. et al. Organocatalyzed closed-loop chemical recycling of thermo-compressed films of poly(ethylene furanoate). **Polymer Chemistry**, Royal Society of Chemistry, v. 12, n. 10, p. 1571–1580, 2021. ISSN 17599962.

GEA. **APPROXIMATED CALCULATION OF A STEAM JET VACUUM PUMP**. 2021. Disponível em: <http://produkte.gea-wiegand.de/jetpump/jetpump_en.jsp?p1=39.7594&t1=250&MW=2243.45&ML=&p0=613.432125&t0=86.52&p=1000>.

GEANKOPLIS, C. J. **Transport Processes and unit operations**. 3. ed. Minnesota: Prentice Hall International. Inc., 1993.

GONZÁLEZ, C. et al. Study of highly furfural-containing refinery wastewater streams using a conventional homogeneous Fenton process. **Journal of Environmental Chemical Engineering**, v. 9, n. 1, 2021. ISSN 22133437.

Google Maps. **Cargil em Castro (PR)**. 2021. Disponível em: <[https://www.google.com/maps/place/Cargil/@-24.7814153,-49.8772376,17z/data=!3m1!4b1!4m5!3m4!1s0x94c29a8a9a9719c3:0xaaa1c4ce526dc8f9!8m2!3d-24.7814153!4d-49.8750489?hl=pt-BR](https://www.google.com/maps/place/Cargill/@-24.7814153,-49.8772376,17z/data=!3m1!4b1!4m5!3m4!1s0x94c29a8a9a9719c3:0xaaa1c4ce526dc8f9!8m2!3d-24.7814153!4d-49.8750489?hl=pt-BR)>.

GRAMBLIČKA, M.; POLAKOVIČ, M. Adsorption equilibria of glucose, fructose, sucrose, and fructooligosaccharides on cation exchange resins. **Journal of Chemical and Engineering Data**, v. 52, n. 2, p. 345–350, 2007. ISSN 00219568.

Grand View Research. **Polyethylene Furanoate Market Analysis Report**. 2020. 110 p. Disponível em: <<https://www.grandviewresearch.com/industry-analysis/polyethylene-furanoate-pef-market>>.

GUIGO, N.; FORESTIER, E.; SBIRRAZZUOLI, N. Thermal Properties of Biobased Polymers: Furandicarboxylic Acid (FDCA)-Based Polyesters. In: Di Lorenzo, M. L.; ANDROSCH, R. (Ed.). **Thermal Properties of Bio-based Polymers**. Cham: Springer International Publishing, 2019. p. 189–217. ISBN 978-3-030-39962-7. Disponível em: <https://doi.org/10.1007/12_2019_51>.

GUZMAN, D. de. **PEF to be integrated in European PET recycling**. 2017. Disponível em: <<https://greenchemicalsblog.com/2017/05/24/pef-to-be-integrated-in-european-pet-recycling/>>.

HAN, X. et al. Selective oxidation of 5-hydroxymethylfurfural to 2,5-furandicarboxylic acid over MnO:X-CeO₂ composite catalysts. **Green Chemistry**, Royal Society of Chemistry, v. 19, n. 4, p. 996–1004, feb 2017. ISSN 14639270. Disponível em: <<https://pubs.rsc.org/en/content/articlehtml/2017/gc/c6gc03304khttps://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2017/gc/c6gc03304k>>.

HOEK, E. O. D. **BIO-MEG PROEFFABRIEK**. 2021. Disponível em: <<https://www.europaomdehoek.nl/projecten/bio-meg-proeffabriek>>.

IBGE. **Pesquisa industrial anual – PIA Produto**. 2019. Disponível em: <<https://sidra.ibge.gov.br/tabela/5807>>.

ILLANES, A. et al. Reactor design for the enzymatic isomerization of glucose to fructose. **Bioprocess Engineering**, v. 7, n. 5, p. 199–204, 1992. ISSN 0178515X.

INCROPERA, F. P. et al. **Fundamentals of heat and mass transfer**. [S.l.]: Wiley, 2007.

INDEMIL. **Nossa empresa**. 2021. Disponível em: <<https://www.indemil.com.br/empresa>>.

INDIAMART. **Ball Mill -Continues Flow**. 2021. Disponível em: <<https://www.indiamart.com/proddetail/ball-mill-continues-flow-9753019530.html>>.

INTEGRADA. **Unidade industrial de milho**. 2021. Disponível em: <<http://www.integrada.coop.br/industria-milho.xhtml>>.

INTRATEC. **Polyethylene Furanoate Production from FDCA Report**. [S.l.]: www.intratec.us, 2020. 108 p. ISBN 2015137807.

INVESTFERRY. **Avantium Holding BV**. 2021. Disponível em: <<https://investferry.com/company/profile/capital/14767>>.

JACINTO, R. C. et al. CARACTERIZAÇÃO DE CAVACOS DE UM CLONE DE EUCA-LIPTO COM POTENCIAL ENERGÉTICO EM MATO GROSSO. **Anais do I I Congresso Brasileiro de Ciencia e Tecnologia da Madeira - CBCTEM**, v. 1, 2015.

JANKA, M. E. et al. **OXIDATION PROCESS TO PRODUCE A PURIFIED CARBOXY-LIC ACID PRODUCT VIA SOLVENT DISPLACEMENT AND POST OXIDATION**. 2017.

JENKINS, S. **FDCA to PEF (polyethylene furanoate): a production cost analysis**. 2019. Disponível em: <https://dalinyebo.com/fdca-to-pef-polyethylene-furanoate_a-production-cost-analysis/2/>.

JENSEN, M. H.; RIISAGER, A. **Advances in the synthesis and application of 2,5-furandicarboxylic acid**. Elsevier B.V., 2019. 135–170 p. ISBN 9780444643070. Disponível em: <<http://dx.doi.org/10.1016/B978-0-444-64307-0.00005-6>>.

Johnson Controls-Hitachi. Adequação dos chillers RCU2A para operação com baixas temperaturas de saída de água. 2021.

_____. **Resfriador de Líquido Modular com Condensação à Ar Compressor Scroll**. [S.l.], 2021.

JONES, F. **A promessa dos bioplásticos**. 2020. Disponível em: <<https://revistapesquisa.fapesp.br/a-promessa-dos-bioplasticos/>>.

JONG, E. de et al. Furandicarboxylic Acid (FDCA), A Versatile Building Block for a Very Interesting Class of Polyesters. In: _____. **Biobased Monomers, Polymers, and Materials**. [s.n.], 2012. cap. 1, p. 1–13. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/abs/10.1021/bk-2012-1105.ch001>>.

KISTER, H. Z. **Distillation Design**. 1st. ed. New York: McGraw Hill, 1992. 722 p.

KOLSTAD, J. J. et al. **POLYESTER AND METHOD FOR PREPARING SUCH A POLYESTER**. 2017. 1–11 p.

KOTZUR. **Silo Volume Calculator Instructions**. 2021. Disponível em: <<https://kotzur.com/resources/silo-volume-calculator/>>.

LAPESA. **TANKS AND EQUIPMENT FOR LIQUEFIED PETROLEUM GASES - STORAGE AND SERVICE**. Zaragoza, España: Lapesa, 2021. 56 p. Disponível em: <https://www.lapesa.com/sites/default/files/general_lpg_catalogue.pdf>.

LÄUFER, A. Starch biorefinery enzymes. **Advances in Biochemical Engineering/Biotechnology**, v. 166, p. 137–152, 2019. ISSN 07246145.

LI, S. et al. Selective oxidation of 5-hydroxymethylfurfural with H₂O₂ catalyzed by a molybdenum complex. **Green Chemistry**, Royal Society of Chemistry, v. 18, n. 7, p. 2122–2128, mar 2016. ISSN 14639270. Disponível em: <www.rsc.org/greenchem>.

Lillard Jr., D. W. et al. **Integrated Process for producing crystalline fructose and high-fructose, liquid-phase sweetener**. 1993. 3–5 p. Disponível em: <<https://patentimages.storage.googleapis.com/84/e6/5f/65765dbc491a4f/US5347263.pdf>>.

LIN, Y. et al. Anaerobic treatment of wastewater containing methanol in upflow anaerobic sludge bed (UASB) reactor. **Frontiers of Environmental Science and Engineering in China**, v. 2, n. 2, p. 241–246, 2008. ISSN 16737415.

MACINTYRE, J. A. **Instalações hidráulicas prediais e industriais**. 4th. ed. São Paulo: Grupo GEN, 2010. 580 p. ISBN 978-85-216-1964-2. Disponível em: <<https://integrada.minhabiblioteca.com.br/#/books/978-85-216-1964-2/>>.

MANCINI, S.; ALMEIDA, I. G.; MATOS, R. Determinação da variação da viscosidade intrínseca do poli (tereftalato de etileno) de embalagens. In: **Polímeros: Ciência e Tecnologia**. [S.l.: s.n.], 2004. p. p. 69–73.

MARCHESAN, A. N. et al. A roadmap for renewable C2-C3 glycols production: A process engineering approach. **Green Chemistry**, Royal Society of Chemistry, v. 21, n. 19, p. 5168–5194, 2019. ISSN 14639270.

MARTINS, L.; CARDOSO, D. Produção de etilenoglicóis e derivados por reações catalíticas do óxido de eteno. **Química Nova**, v. 28, n. 2, p. 264–273, 2005. ISSN 0100-4042.

MASCAL, M. 5-(Chloromethyl)furfural is the New HMF: Functionally Equivalent But More Practical in Terms of its Production From Biomass. **ChemSusChem**, v. 8, n. 20, p. 3391–3395, 2015. Disponível em: <<https://chemistry-europe.onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.1002/cssc.201500940>>.

MAZOYER, E. et al. **Process for preparation of 2,5-furan-dicarboxylic acid**. 2014. 17pp. p.

McCabe, Warren L; Smith, Julian C; Harriott, P. **Unit Operations of Chemical Engineering**. [S.l.: s.n.], 1993.

MCQUEEN, A.; WILL, M. **Conversion of carbohydrates to hydroxy-methylfurfural (HMF) and derivatives**. 2009. 41 p.

MECKEY. **Crystallizer**. 2021. Disponível em: <<https://www.meckey.com/machinery/crystallizer.html>>.

MELO, F. C. de. **SÍNTESE DO 5-HIDROXIMETILFURFURAL A PARTIR DE AÇÚCARES UTILIZANDO LÍQUIDOS IÔNICOS** Fernanda Colpo de Melo **AÇÚCARES UTILIZANDO LÍQUIDOS IÔNICOS** Fernanda Colpo de Melo. 2016. Tese (Tese de Doutorado) — Universidade Federal do Rio Grande do Sul, 2016.

Metal Cryo. **Tanque criogênico de oxigênio**. 2021. Disponível em: <<https://www.metalcryo.com.br/tanque-criogenico-oxigenio>>.

Ministério da Economia. **Importação de Etilenoglicol**. 2021. Disponível em: <<http://comexstat.mdic.gov.br/pt/geral/29685>>.

Ministério da Indústria Comércio Exterior e Serviços. **Exportação do tereftalato de etileno**. 2020. Disponível em: <<http://comexstat.mdic.gov.br/pt/geral/23987>>.

_____. **Importação do tereftalato de etileno**. 2020. Disponível em: <<http://comexstat.mdic.gov.br/pt/geral/23988>>.

MOBLICCI, N. **Panorama do mercado brasileiro de Bebidas não-alcólicas**. 2018. Disponível em: <https://sintec.com/pt-br/p_innovador/panorama-do-mercado-brasileiro-de-bebidas-nao-alcoolicas/>.

Mordor Intelligence. **Pet Packaging Market**. 2020. Disponível em: <<https://www.mordorintelligence.com/industry-reports/pet-packaging-market>>.

Muñoz de Diego, C. et al. **METHOD FOR THE PREPARATION OF 2,5-FURANDICARBOXYLIC ACID AND ESTERS THEREOF**. 2011. 1–19 p.

NEIVA, P. S.; FURTADO, D. B.; FINZER, J. R. D. Capacidade Térmica E Poder Calorífico De Biomassa Eucalipto. **II Encontro de Desenvolvimento de Processos Agroindustriais**, p. 8, 2018. Disponível em: <<file:///C:/Users/user/Downloads/paloma-silva-neiva.pdf>>.

NICOUD, R. M. Simulated moving-bed chromatography for biomolecules. **Separation Science and Technology**, v. 2, n. C, p. 475–509, 2000. ISSN 18771718.

NOBRE, C. et al. Simulated moving bed operating conditions for fructo-oligosaccharides separation. In: REDDY, J.; WONG, M.-H. (Ed.). **A Better Earth is Possible**. 1st. ed. [S.l.]: Principal, St. Joseph's College, 2016. cap. Simulated, p. 54–74.

Palamatic Process Machines Engineering. **Plan D'Informacion - Station de Remplissage**. 2019. 1–3 p. Disponível em: <<https://www.palamaticprocess.com/sites/default/files/file/flowmatic07-bigbag-filling-system.pdf>>.

PARTECO. **Plastic Pellet Extruder (Twin Screw)**. Disponível em: <<https://www.partico.com.tw/en/product/HF-TS-Series-Pelletizing-Extrusions-Twin-Screw.html>>.

PEDERSEN, S. et al. **A method of producing hydroxymethylfurfural**. 2011. 1–67 p.

PETERS, M.; TIMMERHAUS, K.; WEST, R. **Plant Design and Economics for Chemical Engineers**. 5. ed. [S.l.: s.n.], 2002. ISBN 0072392665.

PINHEIRO, D. **Fenômenos de transporte I - DEQ1001**. Santa Maria: Departamento de Engenharia Química - UFSM, 2016.

PQS. **No Title**. 2015. Disponível em: <<http://www.pqspe.com.br/produto/resina-pet>>.

Protec Polymer. ProTec Polymer Processing.

PUPIO, P. d. T. L. d. R. e. S. **ANÁLISE DA SUBSTITUIÇÃO DE POLITEREFTALATO DE ETILENO (PET) POR POLIFURANODICARBOXILATO DE ETILENO (PEF) NA PRODUÇÃO DE GARRAFAS DE REFRIGERANTE**. 2016. 1–52 p. Tese (Trabalho de Conclusão de Curso) — Universidade de São Paulo, 2016. Disponível em: <<http://sistemas.eel.usp.br/bibliotecas/monografias/2016/MBI16007.pdf>>.

RASCHE, J. F. **Simulated Moving Bed Chromatographic Separation**. 1992.

Revista Galileu. **Enzima capaz de digerir plástico é desenvolvida em laboratório**. 2018. Disponível em: <<https://revistagalileu.globo.com/Ciencia/Meio-Ambiente/noticia/2018/04/enzima-capaz-de-digerir-plastico-e-desenvolvida-em-laboratorio.html>>.

ROSE, J. W. **CONDENSATION OF A PURE VAPOR**. 2021. Disponível em: <<https://www.thermopedia.com/content/652/>>.

Rossi e Catelli. **Catálogo Apollo Evaporadores de múltiplo efeito**. 2021.

SEADER, J. D.; HENLEY, E. J.; ROPER, K. D. **Separation Process Principles with Applications Using Process Simulators**. 4th. ed. Hoboken, NJ: John Wiley and Sons Inc., 2016. 554 p. ISBN 9781119239598.

SEAVEY, K. C.; LIU, Y. A. **STEP-GROWTH POLYMERIZATION PROCESS MODELING AND PRODUCT DESIGN**. 1st. ed. Hoboken, NJ: John Wiley and Sons Inc., 2008. v. 1. 730 p. ISSN 0009-4978. ISBN 9780470238233.

SHAIKH, A. S. et al. **METHOD FOR PRODUCING PURIFIED DIALKYL-FURAN-2,5-DICARBOXYLATE BY PHYSICAL SEPARATION AND SOLID LIQUID SEPARATION**. 2013. 1–72 p.

SIPOS, L. **PROCESS FOR PREPARING A POLYMER HAVING A 2,5-FURANDICARBOXYLATE MOIETY WITHIN THE POLYMER BACKBONE AND SUCH (CO)POLYMERS**. 2016.

SOMERTON, C. W. et al. A nusselt number correlation classification system. **ASCE Annual Conference Proceedings**, p. 299–311, 1999. ISSN 01901052.

STAHL, S. S.; ALSTERS, P. L. **Liquid Phase Aerobic Oxidation Catalysis: Industrial Applications and Academic Perspectives**. 1^a. ed. Weinhein, Alemanha: Wiley-VCH Verlag GmbH Co., 2016. 428 p. ISBN 9783527337811.

Stringal Equipamentos Industriais Ltda. **TANQUES PRFV**. Disponível em: <www.stringal.com.br>.

TAYLOR, M.; WATTS, J. **Revealed: the 20 firms behind a third of all carbon emissions**. 2019. Disponível em: <<https://www.theguardian.com/environment/2019/oct/09/revealed-20-firms-third-carbon-emissions>>.

TEIXEIRA, H.; De Campos, M. C. **Controles Típicos de Equipamentos e Processos Industriais**. 1^a. ed. [S.l.: s.n.], 2006. v. 1.

TELLES, P. C. S.; BARROS, D. G. P. **Tabelas e Gráficos para projetos de tubulações**. 6. ed. Rio de Janeiro: [s.n.], 1998. 204 p.

Tesouro Nacional. **Histórico de Preços e Taxas**. 2022. Disponível em: <<https://sisweb.tesouro.gov.br/apex/f?p=2031:2:0::::>>>.

The Courier. **Indústria Polyethylene Furanoato (PEF)**. 2021. Disponível em: <<https://www.mccourier.com/tag/polyethylene-furanoate-pef-industry/>>.

The Dow Chemical Company. **DOWTHERM A Technical Data Sheet**. 2021. 4 p. Disponível em: <<https://www.dow.com/content/dam/dcc/documents/en-us/productdatasheet/176/176-01463-01-dowtherm-a-tds.pdf?>>>

TÍTULO, I. C. B. P. D. E.; LOOS, C. Á. ESCUELA DE INGENIERÍA BIOQUÍMICA EVALUACIÓN TÉCNICO-ECONÓMICA DE UNA PLANTA PARA LA Resumen. 2017.

TOWLER, G.; SINNOTT, R. **Chemical Engineering Design: Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. [S.l.: s.n.], 2013. v. 76. 114–142 p. ISSN 0019-7866. ISBN 9780080966595.

Tudo sobre Plásticos. **Montando um laboratório para plásticos**. 2003. Disponível em: <<https://www.tudosobreplasticos.com/normas/laboratorio.asp>>.

TULLO, A. **New route planned to biobased ethylene glycol**. 2017. Disponível em: <<https://pubs.acs.org/doi/10.1021/cen-09546-notw6>>.

Van Putten, R. J. et al. Hydroxymethylfurfural, a versatile platform chemical made from renewable resources. **Chemical Reviews**, v. 113, n. 3, p. 1499–1597, 2013. ISSN 00092665.

VIANA, F. L. E. **Indústria de bebidas não alcoólicas**. 2019. Disponível em: <https://www.bnb.gov.br/documents/80223/5577175/86_Bebidas.pdf/8dcff28c-4055-0201-3c3b-cde05cf99e0a>.

WATERS. **TA instruments**. 2021. Disponível em: <<https://www.tainstruments.com/ares-g2/>>.

WOJCIESZAK, R.; ITABAIANA, I. Engineering the future: Perspectives in the 2,5-furandicarboxylic acid synthesis. **Catalysis Today**, Elsevier B.V., v. 354, p. 211–217, sep 2020. ISSN 09205861.

XH Mar Bethlehem. **Aquecedor de fluido térmico**. Laurentino, SC: [s.n.], 2021. 2 p. Disponível em: <[https://rdstation-static.s3.amazonaws.com/cms%2Ffiles%2F88240%](https://rdstation-static.s3.amazonaws.com/cms%2Ffiles%2F88240%>)>

2F1561403678Lminas_aquecedor_de_fluido_termico_AQFT.pdf?utm_campaign=resposta_automatica_da_landing_page_catalogo_aquecedor_de_fluido_termico&utm_medium=email&utm_source=RD+Station>.

ZHANG, Y. et al. Solubility of 2,5-Furandicarboxylic Acid in Eight Pure Solvents and Two Binary Solvent Systems at 313.15-363.15 K. **Journal of Chemical and Engineering Data**, v. 63, n. 5, p. 1316–1324, 2018. ISSN 15205134.

ZUO, X. et al. Kinetics of homogeneous 5-hydroxymethylfurfural oxidation to 2,5-furandicarboxylic acid with Co/Mn/Br catalyst. **AIChE Journal**, John Wiley and Sons Inc., v. 63, n. 1, p. 162–171, jan 2017. ISSN 00011541. Disponível em: <<http://doi.wiley.com/10.1002/aic.15497>>.

APÊNDICE A – RESULTADO DAS CORRENTES DA ÁREA 100

(continua)

Nome da corrente	M-101-F1	M-101-F2	E-101-F	R-101-F	M-102-F1	FE-101-F	M-105-F1
Origem	TT-101	FE-104	M-101	E-101	R-101	M-102	FE-101
Destino	M-101	M-101	E-101	R-101	M-102	FE-101	M-105
Temperatura (°C)	17,7	60,0	55,5	60,0	60,0	65,2	98,9
Pressão (bar)	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	2.625,4	16.578,1	19.203,5	19.203,5	19.203,5	32.724,1	7.566,0
Fração mássica							
Frutose	0,0000	0,0466	0,0402	0,0402	0,1369	0,1765	0,0000
Glicose	0,6738	0,4403	0,4723	0,4723	0,3756	0,2269	0,0000
Água	0,2900	0,4869	0,4600	0,4600	0,4600	0,5799	1,0000
Oligômeros	0,0362	0,0261	0,0275	0,0275	0,0275	0,0168	0,0000
Amyloglucosidase	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Furfural	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	60.892.002,90	552.741.031,00	613.657.650,00	612.936.064,00	611.330.441,00	1.245.350.811,00	453.919.376,00

(continuação)

Nome da corrente	FE-101-V	E-102-F	CR-101-F1	CR-101-F2	E-103-F	M-103-F1	M-103-F2
Origem	FE-101	FE-101	E-102	E-103	TT-104	CR-101	E-106
Destino	E-109	E-102	CR-101	CR-101	E-103	M-103	M-103
Temperatura (°C)	86,5	89,8	60,0	60,0	92,9	60,0	60,0
Pressão (bar)	0,613	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325
y	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	2.243,5	22.914,7	22.914,7	31.251,2	31.251,2	18.724,9	11.735,5
Fração mássica							
Frutose	0,0000	0,2520	0,2520	0,0000	0,0000	0,2683	0,0000
Glicose	0,0000	0,3240	0,3240	0,0000	0,0000	0,0117	0,0000
Água	1,0000	0,4000	0,4000	1,0000	1,0000	0,7200	1,0000
Oligômeros	0,0000	0,0240	0,0240	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amyloglucosidase	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Furfural	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	129.893.891,10	647.444.546,00	3.576.952,00	8.274.453,47	1.912.550.253,00	849.253.070,00	711.142.233,09

(continuação)

Nome da corrente	P-101-F	FE-102-F	M-105-F2	FE-102-V	FE-103-F	FE-103-V	K-101-F1
Origem	M-103	P-101	FE-102	FE-102	FE-102	FE-103	FE-103
Destino	P-101	FE-102	M-105	E-107	FE-103	E-108	K-101
Temperatura (°C)	88,0	88,0	100,0	87,9	89,9	49,3	62,0
Pressão (bar)	1,01325	1,01325	1,01333	0,647	1,01325	0,120	1,01325
y	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	1,0000	0,0000
x	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	1,0000	0,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	20.971,7	20.971,7	8.652,6	3.580,9	8.738,2	2.886,7	5.851,5
Fração mássica							
Frutose	0,2395	0,2396	0,0000	0,0000	0,5749	0,0000	0,8585
Glicose	0,0145	0,0105	0,0000	0,0000	0,0251	0,0000	0,0375
Água	0,7500	0,7500	1,0000	1,0000	0,4000	1,0000	0,1040
Oligômeros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amyloglucosidase	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HMF	0,000001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Furfural	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	975.120.128,00	978.356.154,00	518.955.938,00	207.260.482,67	242.252.224,00	168.495.356,71	69.125.431,80

(continuação)

Nome da corrente	K-101-F2	FF-101-F1	FF-101-F2	DE-101-F	M-104-F1	M-104-F2	TT-102-F	E-106-F
Origem	TT-103	K-101	TT-104	FF-101	FF-101	TT-104	DE-101	TT-104
Destino	K-101	FF-101	FF-101	DE-101	M-104	M-104	TT-102	E-106
Temperatura (°C)	17,7	30,0	66,0	34,3	30,0	92,9	35,8	69,7
Pressão (bar)	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,0007	0,1319	1,0000	0,0045	0,1450	1,0000	0,0007	1,0000
x_S	0,9993	0,8681	0,0000	0,9955	0,8550	0,0000	0,9993	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	367,0	2.265,0	77,7	8.989,0	3.953,5	9.567,2	2.219,9	11.735,50
Fração mássica								
Frutose	0,9950	0,9801	0,0000	0,9912	0,8016	0,0000	0,9950	0,0000
Glicose	0,0043	0,0042	0,0000	0,0043	0,0534	0,0000	0,0043	0,0000
Água	0,0007	0,0157	1,0000	0,0045	0,1450	1,0000	0,0007	1,0000
Oligômeros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amyloglucosidase	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Furfural	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	2.282.712,71	90.637,52	28.584,89	406.109,84	122.238,64	574.897.221,53	315.472,31	705.191.314,42

(continuação)

Nome da corrente	SR-101-F	P-102-F	M-102-F2	TT-103-F	R-102-F1	R-102-F2	TT-102-F
Origem	TT-102	M-104	P-102	SR-101	CR-101		DE-101
Destino	SR-101	P-102	M-102	TT-103	R-102	R-102	TT-102
Temperatura (°C)	35,8	74,5	74,5	35,8	60,0	17,7	35,8
Pressão (bar)	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,0007	1,0000	1,0000	0,0007	1,0000	0,0000	0,0007
x_S	0,9993	0,0000	0,0000	0,9993	0,0000	1,0000	0,9993
Vazão mássica (kg/h)	368,7	3.953,5	13.520,7	368,7	35.441,0	2,3	2.219,9
Fração mássica							
Frutose	0,9950	0,8016	0,2344	0,9950	0,0212	0,0000	0,9950
Glicose	0,0043	0,0534	0,0156	0,0043	0,2033	0,0000	0,0043
Água	0,0007	0,1450	0,7500	0,0007	0,7600	0,0000	0,0007
Oligômeros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0155	0,0000	0,0000
Amyloglucosidase	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000
HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Furfural	0,0000	0,0000002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	2.284.476,79	56.114.243,90	641.153.976,00	2.284.476,79	1.697.077.441,00	-	315.472,31

(continuação)

Nome da corrente	E-104-F	E-104-H	E-105-F	FF-102-F	FF-102-P	FE-104-F	M-105-F3
Origem	R-102	E-105	E-104	E-104	FF-102	FF-102	FE-104
Destino	E-104	E-104	E-105	FF-102		FE-104	M-105
Temperatura (°C)	60,0	80,0	77,1	63,0	63,0	63,0	88,8
Pressão (bar)	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325	1,01325
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,9999	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	35.443,3	35.443,3	35.443,3	35.443,3	2,3	35.441,0	11.735,5
Fração mássica							
Frutose	0,0218	0,0218	0,0218	0,0218	0,0000	0,0218	0,0000
Glicose	0,2060	0,2060	0,2060	0,2060	0,0000	0,2060	0,0000
Água	0,7600	0,7600	0,7600	0,7600	0,0000	0,7600	1,0000
Oligômeros	0,0122	0,0122	0,0122	0,0122	0,0000	0,0122	0,0000
Amyloglucosidase	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	1,0000	0,0000	0,0000
HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Furfural	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	1.695.869.456,00	1.687.211.901,00	1.688.489.072,00	1.694.593.195,00	-	1.694.483.229,00	705.958.426,00

(continuação)

Nome da corrente	FE-104-V	TT-104-F	M-105-G	M-106-F1	M-106-F2	M-106-F3	M-106-F4
Origem	FE-104	M-105	M-105	E-109	E-107	E-108	E-110
Destino	E-110	TT-104		M-106	M-106	M-106	M-106
Temperatura (°C)	86,8	83,5	69,7	60,0	60,0	60,0	60,0
Pressão (bar)	0,621	1,01325	1,01325	0,1997872949	1,01325	1,01325	1,01325
y	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	5.446,9	42.112,1	1.558,2	2.243,5	3.580,9	2886,7	5446,9
Fração mássica							
Frutose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Glicose	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Água	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Oligômeros	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Amyloglucosidase	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Furfural	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	315.342.455,61	2.536.773.473,09	94.195.727,62	135950543,2	216993670,7	174926870,1	330068648,9

(conclusão)

Nome da corrente	M-105-F4	TT-104-F2
Origem	TT-104	
Destino	M-105	TT-104
Temperatura (°C)	69,7	17,7
Pressão (bar)	1,01325	1,01325
y	0,0000	0,0000
x	1,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	1558,2	12000,0
Fração mássica		
Frutose	0,0000	0,0000
Glicose	0,0000	0,0000
Água	1,0000	1,0000
Oligômeros	0,0000	0,0000
Amyloglucosidase	0,0000	0,0000
HMF	0,0000	0,0000
Furfural	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	94195727,62	734391096,5

APÊNDICE B – RESULTADO DAS CORRENTES DA ÁREA 200

(continua)

Nome da Corrente	A-201-G	A-201-L	A-201-T	A-210-B	V-302-V	T-201-D	T-201-F	T-202-D
Origem	A-201	A-201	P-204	T-210	V-302	T-201	M-202	T-202
Destino		M-204	A-201	A-201	A-201	M-202	T-201	M-202
Temperatura (°C)	9,25	12,06	13,11	-5,39	15,00	176,28	219,91	143,76
Pressão (bar)	1,00	1,00	1,00	1,00	3,00	25,00	65,00	12,00
y (m/m)	1,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00
x (m/m)	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00
Vazão Mássica (kg/h)	77,87	604,72	585,26	73,27	27,50	2250,19	6668,76	2111,00
Acetato de Metila	0,0000	0,0056	0,0000	0,0000	0,1223	0,0000	0,0000	0,0000
Metanol	0,0000	0,0001	0,0000	0,0002	0,0007	0,9347	0,6323	0,9982
Água	0,0054	0,9615	0,9947	0,0000	0,0018	0,0278	0,1550	0,0007
Formeato de Metila	0,0004	0,0308	0,0000	0,2543	0,0000	0,0092	0,0034	0,0009
Levulinato de Metila	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0242	0,0000
Furfural	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0045	0,0000
Formaldeído	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0040	0,0014	0,0002
5-HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0254	0,0000
5-MMF	0,0000	0,0000	0,0053	0,0000	0,0000	0,0000	0,1239	0,0000
Huminas	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0209	0,0000
O ₂	0,3026	0,0008	0,0000	0,0000	0,8744	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,6917	0,0013	0,0000	0,7455	0,0008	0,0243	0,0082	0,0000
Vazão de Entalpia (kJ/h)	-488748,04	-9399848,52	-9282286,77	-599473,50	-19974,13	-14361601,35	-46374715,97	-12982019,13

(continuação)

Nome da Corrente	T-202-F	T-203-F	T-203-R	T-204-F	T-204-R	T-205-D	T-205-F
Origem	T-201	T-202	T-203	M-205	T-204	T-205	T-204
Destino	T-202	T-203	M-205	T-204	Caldeira	J-202	T-205
Temperatura (°C)	191,91	188,39	98,63	99,37	100,08	13,03	11,90
Pressão (bar)	25,00	12,00	1,00	1,00	0,02	0,02	0,02
y (m/m)	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00
x (m/m)	0,97	0,94	0,99	0,92	0,01	1,00	1,00
x_S(m/m)	0,03	0,06	0,00	0,08	0,99	0,00	0,00
Vazão Mássica (kg/h)	4415,36	2304,36	1452,13	1715,19	146,15	585,26	1574,74
Metanol	0,4786	0,0027	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Água	0,2192	0,4193	0,2214	0,3394	0,0000	0,9947	0,3697
Formeato de Metila	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levulinato de Metila	0,0366	0,0701	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Furfural	0,0068	0,0129	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Formaldeído	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
5-HMF	0,0384	0,0736	0,1168	0,0989	0,0088	0,0000	0,1069
5-MMF	0,1871	0,3585	0,5620	0,4806	0,0000	0,0053	0,5235
Huminas	0,0315	0,0604	0,0958	0,0811	0,9522	0,0000	0,0000
Na ₂ SO ₄	0,0013	0,0025	0,0039	0,0000	0,0390	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-32325770,30	-17776915,42	-7511672,91	-11584143,83	-13855,81	-9282543,56	-11943064,06

(continuação)

Nome da Corrente	T-205-R	T-206-F	T-206-R	T-207-D	T-207-F	T-207-R	T-208-D
Origem	T-205	T-203	T-206	T-207	T-206	T-207	T-208
Destino	J-203	T-206	M-205	J-204	T-207	J-205	T-209
Temperatura (°C)	103,64	97,56	99,63	11,01	97,18	69,99	143,44
Pressão (bar)	0,02	1,00	1,00	0,02	1,00	0,02	12,00
y (m/m)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00
x (m/m)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00
x_S(m/m)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Vazão Mássica (kg/h)	989,48	852,23	268,76	420,15	583,47	163,32	4284,26
Metanol	0,0000	0,0073	0,0000	0,0148	0,0107	0,0000	0,9804
Água	0,0000	0,7565	0,9697	0,9142	0,6583	0,0000	0,0015
Formeato de Metila	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0053
Levulinato de Metila	0,0000	0,1895	0,0000	0,0001	0,2768	0,9886	0,0000
Furfural	0,0000	0,0350	0,0000	0,0709	0,0511	0,0002	0,0000
5-HMF	0,1701	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
5-MMF	0,8299	0,0117	0,0303	0,0000	0,0031	0,0111	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0128
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-2554863,77	-10897817,90	-4072470,93	-6206649,25	-6824978,24	-790573,83	-26458621,91

(continuação)

Nome da Corrente	T-208-F	T-208-R	T-209-D	T-209-R	T-210-R	M-201-F1	M-201-F2
Origem	M-203	T-208	T-209	T-209	T-210	TT-201	TT-202
Destino	T-208	M-204	T-210	M-206	M-206	M-201	M-201
Temperatura (°C)	147,29	183,20	59,06	64,34	63,78	17,00	17,00
Pressão (bar)	12,00	12,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
y (m/m)	1,00	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00
x (m/m)	0,00	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00
x_S(m/m)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Vazão Mássica (kg/h)	4361,19	76,93	284,89	3999,37	211,62	299,45	3,94
Metanol	0,9654	0,1307	0,7315	0,9981	0,9848	0,0000	0,0000
Água	0,0147	0,7482	0,0000	0,0016	0,0000	1,0000	0,0000
Formeato de Metila	0,0052	0,0000	0,0767	0,0002	0,0152	0,0000	0,0000
Levulinato de Metila	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Furfural	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Formaldeído	0,0021	0,1211	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
CO ₂	0,0125	0,0000	0,1918	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000
H ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
NaOH	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Na ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-27343620,51	-980159,82	-1912975,85	-29363175,09	-1568599,77	-4761108,38	-32954,79

(continuação)

Nome da Corrente	E-201-F	M-206-P	M-204-G	M-207-F1	TT-206-F	TT-301-F	P-205-O
Origem	J-201	M-206	M-204	TT-203	J-205	J-203	J-204
Destino	E-201	M-207	Efluentes	M-207	TT-206	TT-301	M-204
Temperatura (°C)	175,42	63,00	24,04	17,00	70,15	103,77	11,09
Pressão (bar)	65,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
y (m/m)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
x (m/m)	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
x_S (m/m)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Vazão Mássica (kg/h)	6662,34	4210,99	1101,97	284,73	163,32	989,48	420,15
Frutose (aq)	0,1007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Frutósídeo (aq)	0,1929	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Metanol	0,6414	0,9975	0,0148	1,0000	0,0000	0,0000	0,0148
Água	0,0638	0,0016	0,9288	0,0000	0,0000	0,0000	0,9142
Formeato de Metila	0,0006	0,0010	0,0169	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Levulinato de Metila	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9886	0,0000	0,0001
Furfural	0,0000	0,0000	0,0270	0,0000	0,0002	0,0000	0,0709
Formaldeído	0,0000	0,0000	0,0085	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
5-HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1701	0,0000
5-MMF	0,0000	0,0000	0,0028	0,0000	0,0111	0,8299	0,0000
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0012	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ SO ₄	0,0006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-49698645,55	-30931774,95	-16586772,50	-2134712,07	-790508,64	-2554533,62	-6206464,67

(conclusão)

Nome da Corrente	R-201-F1	R-201-F2	R-201-F3	J-201-F	R-202-F	M-202-F1	J-206-F	M-202-F2
Origem	M-201	TT-102	M-201	R-201	E-201	R-202	TT-204	J-206
Destino	R-201	R-201	R-201	J-201	R-202	M-202	J-206	M-202
Temperatura (°C)	60,25	35,82	47,04	60,00	220,00	220,00	17,00	27,30
Pressão (bar)	1,00	1,00	1,00	1,00	65,00	65,00	1,00	65,00
y (m/m)	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
x (m/m)	1,00	0,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
x_S(m/m)	0,00	1,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Vazão Mássica (kg/h)	4495,72	1863,24	303,38	6662,34	6662,34	6662,34	6,42	6,42
Frutose (s)	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Frutose (aq)	0,0000	0,0000	0,0000	0,1007	0,1007	0,1007	0,0000	0,0000
Frutosídeo (aq)	0,0000	0,0000	0,0000	0,1929	0,1929	0,1929	0,0000	0,0000
Metanol	0,9976	0,0000	0,0000	0,6414	0,6414	0,6414	0,0000	0,0000
Água	0,0015	0,0000	0,9870	0,0638	0,0638	0,0638	0,5000	0,5000
Formeato de Metila	0,0009	0,0000	0,0000	0,0006	0,0006	0,0006	0,0000	0,0000
Levulinato de Metila	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
5-HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
5-MMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,0130	0,0006	0,0006	0,0006	0,0000	0,0000
Na ₂ SO ₄	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,5000	0,5000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-33066486,11	-13143552,74	-4724616,29	-49854400,82	-48539496,15	-46321460,56	-53457,87	-53254,94

APÊNDICE C – RESULTADO DAS CORRENTES DA ÁREA 300

(continua)

Nome da corrente	K-301-F	E-301-C	E-301-H	E-302-C	E-303-C	E-303-H	E-304-C
Origem	E-308	J-301	R-301	E-301	M-303	M-302	J-303
Destino	K-301	E-301	E-301	E-302	E-303	E-303	E-304
Temperatura (°C)	2,0	113,7	145,0	141,0	56,7	98,6	63,9
Pressão (bar)	1,0	2,0	14,0	2,0	1,0	1,0	28,0
Fração mássica de líquido	1,0000	0,9998	0,8008	0,9998	0,7786	0,0909	0,7786
Fração mássica de sólido	0,0000	0,0002	0,1992	0,0002	0,2214	0,9091	0,2214
Vazão mássica (kg/h)	5182,1	5217,7	5426,8	5217,7	5280,0	1188,0	5280,0
Fração mássica							
O ₂	0,0000	0,0000	0,0045	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0500	0,0003	0,0210	0,0003	0,0056	0,0020	0,0056
HMF	0,0000	0,0376	0,0069	0,0376	0,0000	0,0020	0,0000
MMF	0,0000	0,1797	0,0287	0,1797	0,0000	0,0082	0,0000
Ácido Acético	0,0003	0,7820	0,6843	0,7820	0,0003	0,0744	0,0003
Metanol	0,7054	0,0000	0,0009	0,0000	0,7710	0,0001	0,7710
Acetato de Metila	0,0012	0,0000	0,0542	0,0000	0,0012	0,0043	0,0012
FDCA	0,0000	0,0001	0,1708	0,0001	0,1887	0,7795	0,1887
FFCA	0,0000	0,0002	0,0002	0,0002	0,0000	0,0001	0,0000
MCFC	0,0000	0,0000	0,0284	0,0000	0,0327	0,1296	0,0327
DMFD	0,2429	0,0000	0,0000	0,0000	0,0004	0,0000	0,0004
Vazão Entálpica (kJ/h)	-37.047.859,6	-33.519.161,9	-37.503.636,7	-33.298.095,9	-36.928.435,0	-6.720.796,4	-36.816.400,7

(continuação)

Nome da corrente	E-304-H	E-305-F	E-306-F	E-307-C	E-307-H	E-308-F	J-301-F
Origem	R-302	E-304	E-304	P-304	P-302	E-307	M-301
Destino	E-304	E-305	E-306	E-307	E-307	E-308	J-301
Temperatura (°C)	180,0	176,6	67,4	2,0	60,0	17,0	113,5
Pressão (bar)	28,0	28,0	28,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Fração mássica de vapor	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Fração mássica de líquido	0,9831	0,7786	0,9831	1,0000	1,0000	1,0000	0,9998
Fração mássica de sólido	0,0169	0,2214	0,0169	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
Vazão mássica (kg/h)	5280,1	5280,0	5280,1	3859,3	5182,2	5182,2	5217,7
Fração mássica							
H ₂ O	0,0491	0,0056	0,0491	0,0656	0,0500	0,0500	0,0003
HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0376
MMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1797
Ácido Acético	0,0003	0,0003	0,0003	0,0004	0,0003	0,0003	0,7820
Metanol	0,6936	0,7710	0,6936	0,9261	0,7054	0,7054	0,0000
Acetato de Metila	0,0012	0,0012	0,0012	0,0016	0,0012	0,0012	0,0000
FDCA	0,0133	0,1887	0,0133	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
FFCA	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
MCFC	0,0035	0,0327	0,0035	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
DMFD	0,2389	0,0004	0,2389	0,0061	0,2429	0,2429	0,0000
DMFD sólido	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
MEG	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-34.388.373,8	-34.523.153,7	-36.681.620,8	-31.035.108,0	-36.249.869,3	-36.861.449,7	-33.520.787,6

(continuação)

Nome da corrente	J-302-F	J-303-F	M-301-F1	M-301-F2	M-301-F3	M-302-F1	M-302-F2
Origem	E-302	E-303	TT-301	M-310	M-309	P-301	P-305
Destino	J-302	J-303	M-301	M-301	M-301	M-302	M-302
Temperatura (°C)	142,6	60,8	103,8	60,0	112,6	102,7	60,0
Pressão (bar)	2,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Fração mássica de vapor	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Fração mássica de líquido	0,9998	0,7786	1,0000	0,9959	1,0000	0,0909	0,0909
Fração mássica de sólido	0,0002	0,2214	0,0000	0,0041	0,0000	0,9091	0,9091
Vazão mássica (kg/h)	5217,7	5280,0	989,4	211,4	4017,0	1070,2	117,7
Fração mássica							
H ₂ O	0,0003	0,0056	0,0000	0,0000	0,0004	0,0022	0,0000
HMF	0,0376	0,0000	0,1701	0,1329	0,0000	0,0008	0,0121
MMF	0,1797	0,0000	0,8299	0,5519	0,0000	0,0035	0,0504
Ácido Acético	0,7820	0,0003	0,0000	0,3072	0,9996	0,0795	0,0280
Metanol	0,0000	0,7710	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000
Acetato de Metila	0,0000	0,0012	0,0000	0,0000	0,0000	0,0047	0,0000
FDCA	0,0001	0,1887	0,0000	0,0035	0,0000	0,7795	0,7795
FFCA	0,0002	0,0000	0,0000	0,0040	0,0000	0,0000	0,0004
MCFC	0,0000	0,0327	0,0000	0,0006	0,0000	0,1296	0,1296
DMFD	0,0000	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
DMFD sólido	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
MEG	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-33.284.303,6	-36.864.445,6	-2.520.456,1	-884.302,4	-30.116.029,1	-6.079.814,7	-640.981,7

(continuação)

Nome da corrente	M-303-F3	M-304-F1	M-304-F2	M-305-F3	M-305-F1	M-305-F2	M-306-F1
Origem	P-302	P-303	P-304	M-308	V-301	P-301	T-301
Destino	M-303	M-304	M-304	M-305	M-305	M-305	M-306
Temperatura (°C)	60,0	2,0	2,0	117,5	102,7	102,7	20,0
Pressão (bar)	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
Fração mássica de vapor	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	1,0000
Fração mássica de líquido	0,0909	0,0654	0,0909	1,0000	0,0000	0,9732	0,0000
Fração mássica de sólido	0,9091	0,9346	0,9091	0,0000	0,0000	0,0268	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	97,9	1268,5	54,3	613,2	320,5	4036,0	32,0
Fração mássica							
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0758	0,0001	0,6749
H ₂ O	0,0045	0,0043	0,0060	0,0005	0,0492	0,0237	0,0101
HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0091	0,0000
MMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0006	0,0376	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0000	0,9995	0,6057	0,8510	0,0018
Metanol	0,0641	0,0606	0,0842	0,0000	0,0024	0,0010	0,0012
Acetato de Metila	0,0001	0,0001	0,0001	0,0000	0,2662	0,0505	0,3115
FDCA	0,7178	0,0001	0,0001	0,0000	0,0000	0,0230	0,0000
FFCA	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003	0,0000
MCFC	0,1912	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0038	0,0000
DMFD	0,0221	0,0004	0,0006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
DMFD sólido	0,0000	0,9345	0,9090	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-549.822,7	-6.535.992,8	-284.249,8	-4.593.458,8	-2.061.339,7	-29.583.548,2	-60.691,5

(continuação)

Nome da corrente	M-306-F2	M-307-F1	M-307-F2	M-307-F3	M-308-F	M-309-F1	M-309-F2
Origem	T-302	T-302	T-304	V-302	T-305		M-308
Destino	M-306	M-307	M-307	M-307	M-308	M-309	M-309
Temperatura (°C)	31,0	31,0	57,7	15,0	117,5	80,0	117,5
Pressão (bar)	1,0	1,0	1,0	3,0	1,0	1,0	1,0
Fração mássica de vapor	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Fração mássica de líquido	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
Fração mássica de sólido	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	6,1	273,1	16,4	10,5	4088,1	542,1	3474,9
Fração mássica							
O ₂	0,4307	0,0014	0,0000	0,0110	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ O	0,0086	0,0207	0,1309	0,0309	0,0005	0,0000	0,0005
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0344	0,0053	0,9995	1,0000	0,9995
Metanol	0,0059	0,0071	0,1719	0,0051	0,0000	0,0000	0,0000
Acetato de Metila	0,5544	0,9707	0,6628	0,9476	0,0000	0,0000	0,0000
FDCA	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
FFCA	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
MCFC	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
DMFD	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
DMFD sólido	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-19.621,3	-1.688.589,0	-122.697,1	-65.911,1	-30.623.058,9	-4.086.429,0	-26.029.600,0

(continuação)

Nome da corrente	M-310-F	M-310-G	M-311-F	M-311-G	M-312-F1	M-312-F2	M-313-F	M-313-G
Origem	P-305	M-310	T-306	M-311	TT-304	M-311	T-307	M-313
Destino	M-310	Efluente	M-311	Efluente	M-312	M-312	M-313	Efluente
Temperatura (°C)	60,0	60,0	47,5	47,5	25,0	47,5	64,4	64,4
Pressão (bar)	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,9959	0,9959	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
x _S	0,0041	0,0041	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	264,2	52,8	473,6	23,7	258,5	449,9	3607,5	295,8
Fração mássica								
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0009	0,0009	0,0000	0,0009	0,0087	0,0087
HMF	0,1329	0,1329	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
MMF	0,5519	0,5519	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,3072	0,3072	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Metanol	0,0000	0,0000	0,9908	0,9908	1,0000	0,9908	0,9895	0,9895
Acetato de Metila	0,0000	0,0000	0,0083	0,0083	0,0000	0,0083	0,0017	0,0017
FDCA	0,0035	0,0035	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
FFCA	0,0040	0,0040	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
MCFC	0,0006	0,0006	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
DMFD	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
DMFD sólido	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
MEG	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-1.105.378,1	-221.075,6	-3.489.806,5	-174.490,3	-1.923.479,9	-3.315.316,1	-26.652.019,3	-2.185.465,6

(continuação)

Nome da corrente	M-314-F1	M-314-F2	M-315-F	M-315-G	P-301-F	P-302-F	P-303-F
Origem	TT-304	M-313	T-308	M-315	V-301	E-306	K-301
Destino	M-314	M-314	M-315	Efluente	P-301	P-302	P-303
Temperatura (°C)	25,0	64,4	197,1	197,1	102,7	60,0	2,0
Pressão (bar)	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,7883	0,9831	0,7617
x _S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,2117	0,0169	0,2383
Vazão mássica (kg/h)	682,4	3311,7	1614,2	242,1	5106,3	5280,1	5182,1
Fração mássica							
H ₂ O	0,0000	0,0087	0,0000	0,0000	0,0192	0,0491	0,0500
HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0073	0,0000	0,0000
MMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0304	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,6893	0,0003	0,0003
Metanol	1,0000	0,9895	0,0000	0,0000	0,0008	0,6936	0,7054
Acetato de Metila	0,0000	0,0017	0,0000	0,0000	0,0409	0,0012	0,0012
FDCA	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1815	0,0133	0,0000
FFCA	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000
MCFC	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0302	0,0035	0,0000
DMFD	0,0000	0,0000	0,0037	0,0037	0,0000	0,2389	0,0047
DMFD sólido	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,2383
MEG	0,0000	0,0000	0,9699	0,9699	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-5.077.552,4	-24.466.553,7	-11.083.000,1	-1.662.450,0	-35.663.362,9	-36.799.692,0	-37.855.350,6

(continuação)

Nome da corrente	P-304-F	P-305-F	R-301-F1	R-301-F2	R-302-F	T-301-F	T-302-F	T-303-D
Origem	P-303	T-305	J-302		E-305	M-305	T-301	T-303
Destino	P-304	P-305	R-301	R-301	R-302	T-301	T-302	TT-306
Temperatura (°C)	2,0	138,3	145,0	145,0	180,0	124,0	20,0	-149,0
Pressão (bar)	1,0	1,0	14,0	14,0	1,0	1,0	1,0	1,0
y	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,7786	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,9874	0,7170	0,9998	0,0000	0,0000	0,9782	1,0000	1,0000
x _S	0,0126	0,2830	0,0002	0,0000	0,2214	0,0218	0,0000	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	3913,6	381,9	5217,7	623,2	5280,1	4969,7	467,7	286,1
Fração mássica								
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0049	0,0064	0,0018
H ₂ O	0,0648	0,0000	0,0003	0,0000	0,0056	0,0225	0,2342	0,0000
HMF	0,0000	0,0957	0,0376	0,0000	0,0000	0,0074	0,0000	0,0000
MMF	0,0000	0,3973	0,1797	0,0000	0,0000	0,0305	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0004	0,2211	0,7820	0,0000	0,0003	0,8535	0,1516	0,0000
Metanol	0,9144	0,0000	0,0000	0,0000	0,7710	0,0010	0,0105	0,0000
Acetato de Metila	0,0016	0,0000	0,0000	0,0000	0,0012	0,0582	0,5972	0,9982
FDCA	0,0000	0,2427	0,0001	0,0000	0,1887	0,0187	0,0000	0,0000
FFCA	0,0000	0,0029	0,0002	0,0000	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000
MCFC	0,0000	0,0404	0,0000	0,0000	0,0327	0,0031	0,0000	0,0000
DMFD	0,0060	0,0000	0,0000	0,0000	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000
DMFD sólido	0,0126	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-31.319.357,9	-1.698.657,0	-33.264.378,2	68.462,7	-31.291.322,0	-36.238.271,1	-3.991.174,6	-1.792.247,6

(continuação)

Nome da corrente	T-303-F	T-303-R	T-304-F	T-304-R	T-305-F	T-306-F	T-306-R	T-306-V
Origem	M-307	T-303	T-302	T-304	T-301	B-301	T-306	T-306
Destino	T-303		T-304	Efluente	T-305	T-306	Efluente	Efluente
Temperatura (°C)	31,4	78,4	89,7	98,8	118,1	49,1	94,1	47,4
Pressão (bar)	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	0,5	0,5	0,5
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0005	0,0091	0,0000	1,0000
x	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,9753	0,9909	1,0000	0,0000
x _S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0242	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	300,0	13,8	188,5	172,2	4470,1	708,6	100,7	134,3
Fração mássica								
O ₂	0,0017	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001
H ₂ O	0,0271	0,5874	0,5507	0,5906	0,0004	0,0038	0,0219	0,0003
HMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0082	0,0032	0,0227	0,0000
MMF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0339	0,0134	0,0943	0,0000
Ácido Acético	0,0021	0,0447	0,3762	0,4087	0,9330	0,1223	0,8604	0,0000
Metanol	0,0160	0,3473	0,0156	0,0008	0,0000	0,8458	0,0000	0,9684
Acetato de Metila	0,9531	0,0206	0,0576	0,0000	0,0000	0,0115	0,0000	0,0313
FDCA	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0207	0,0000	0,0000	0,0000
FFCA	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0001	0,0007	0,0000
MCFC	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0034	0,0000	0,0000	0,0000
DMFD	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
DMFD sólido	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-1.877.197,3	-168.814,2	-2.235.713,7	-2.109.415,4	-32.332.936,6	-5.189.545,9	-716.799,7	-835.481,5

(continuação)

Nome da corrente	T-307-F	T-307-R	T-308-D	T-308-F1	T-308-F2	R-301-V	V-301-F	V-302-F
Origem	E-307	T-307	T-308	W-303		R-301	E-301	M-306
Destino	T-307	Efluente	Efluente	T-308	T-308	Efluente	V-301	V-302
Temperatura (°C)	54,9	98,1	71,9	121,9	126,4	145,0	120,7	21,8
Pressão (bar)	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	14,0	14,0	1,0
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	1,0000
x	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,8008	0,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1992	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	3859,3	251,8	266,9	1458,6	422,5	414,1	5426,8	38,0
Fração mássica								
CO ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0005	0,0000	0,0006
O ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,6520	0,0045	0,6360
H ₂ O	0,0656	0,8809	0,0330	0,0040	0,0072	0,0194	0,0210	0,0098
HMF	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0069	0,0000
MMF	0,0000	0,0007	0,0000	0,0000	0,0000	0,0004	0,0287	0,0000
Ácido Acético	0,0004	0,0068	0,0001	0,0000	0,0000	0,2324	0,6843	0,0015
Metanol	0,9261	0,0175	0,3274	0,0558	0,0141	0,0010	0,0009	0,0019
Acetato de Metila	0,0016	0,0000	0,0005	0,0001	0,0000	0,0943	0,0542	0,3502
FDCA	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,1708	0,0000
MCFC	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0284	0,0000
DMFD	0,0061	0,0939	0,0000	0,0038	0,0009	0,0000	0,0000	0,0000
MEG	0,0000	0,0000	0,6344	0,9114	0,9598	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-30.423.527,6	-3.593.710,7	-2.021.111,0	-10.380.905,6	-3.026.834,5	-973.473,7	-37.724.702,7	-80.312,9

(continuação)

Nome da corrente	V-302-V	W-301-F1	W-301-F2	W-301-P	W-302-F1	W-302-F2	W-303-F1	W-303-F2
Origem	V-302	E-30X4	W-302	W-301	W-301	M-312	M-304	W-304
Destino	Efluente	W-301	W-301	B-301	W-302	W-302	W-303	W-303
Temperatura (°C)	15,0	60,7	45,3	52,4	52,4	39,6	2,0	175,8
Pressão (bar)	3,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0	1,0
y	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,0000	0,0909	1,0000	1,0000	0,0909	1,0000	0,0665	1,0000
x_S	0,0000	0,9091	0,0000	0,0000	0,9091	0,0000	0,9335	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	27,5	1188,0	708,6	708,6	1188,0	708,5	1322,8	1383,0
Fração mássica	CO ₂	0,0008	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	O ₂	0,8744	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
	H ₂ O	0,0018	0,0020	0,0010	0,0038	0,0003	0,0006	0,0044
	HMF	0,0000	0,0020	0,0004	0,0032	0,0003	0,0000	0,0000
	MMF	0,0000	0,0082	0,0018	0,0134	0,0012	0,0000	0,0000
	Ácido Acético	0,0000	0,0744	0,0162	0,1223	0,0111	0,0000	0,0000
	Metanol	0,0007	0,0001	0,9745	0,8458	0,0769	0,9942	0,0616
	Acetato de Metila	0,1223	0,0043	0,0061	0,0115	0,0010	0,0053	0,0001
	FDCA	0,0000	0,7795	0,0000	0,0000	0,7795	0,0000	0,0001
	MCFC	0,0000	0,1296	0,0000	0,0000	0,1296	0,0000	0,0000
	DMFD	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0004
	DMFD sólido	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9335
	MEG	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9694
Vazão Entálpica (kJ/h)	-19.997,0	-6.784.785,7	-5.224.183,9	-5.189.545,9	-6.818.914,5	-5.238.796,0	-6.820.242,6	-9.588.670,4

(conclusão)

Nome da corrente	W-304-F1	W-304-F2	M-405-F
Origem	W-303	M-315	W-304
Destino	W-304	W-304	
Temperatura (°C)	121,9	197,1	175,8
Pressão (bar)	1,0	1,0	1,0
y	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,0099	1,0000	0,0010
x_S	0,9901	0,0000	0,9990
Vazão mássica (kg/h)	1247,3	1372,1	1236,1
Fração mássica			
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000
HMF	0,0000	0,0000	0,0000
MMF	0,0000	0,0000	0,0000
Ácido Acético	0,0000	0,0000	0,0000
Metanol	0,0006	0,0000	0,0000
Acetato de Metila	0,0000	0,0000	0,0000
FDCA	0,0001	0,0000	0,0001
FFCA	0,0000	0,0000	0,0000
MCFC	0,0000	0,0000	0,0000
DMFD	0,0000	0,0037	0,0000
DMFD sólido	0,9900	0,0000	0,9989
MEG	0,0090	0,9699	0,0010
Vazão Entálpica (kJ/h)	-6.027.834,2	-9.420.550,0	-5.858.473,9

APÊNDICE D – RESULTADO DAS CORRENTES DA ÁREA 400

(continua)

Nome da corrente	E-401-C	E-401-H	E-402-F	E-403-F1	E-403-F2	J-401-F	J-402-F	J-404-F	J-405-F
Origem	R-401	T-401	R-402	R-403	R-404	M-402	M-405	E-402	E-403
Destino	E-401	E-401	E-402	E-403	E-403	J-401	J-402	J-404	J-405
Temperatura (°C)	220,00	360,28	280,00	280,00	210,00	35,02	220,00	126,51	93,45
Pressão (bar)	2,50	0,25	0,25	0,03	0,03	1,00	1,00	0,25	0,03
y	0,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,9998	0,9998	0,0000	0,0000	0,0000	0,9997	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0002	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	1749,4	1605,6	388,3	10,8	2,0	980,1	1210,4	388,3	12,8
Fração mássica									
DMFD	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	1,0000	0,0000	0,0000
BHEF	0,9174	0,9998	0,0042	0,0496	0,0000	0,0006	0,0000	0,0042	0,0417
CH ₃ OH	0,0048	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0021	0,0000	0,0000	0,0000
ZNACOO	0,0002	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000	0,0000
MEG	0,0765	0,0000	0,9694	0,9295	0,9858	0,9933	0,0000	0,9694	0,9385
PEF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
AA	0,0000	0,0000	0,0038	0,0007	0,0000	0,0004	0,0000	0,0038	0,0006
DEG	0,0007	0,0000	0,0147	0,0195	0,0142	0,0021	0,0000	0,0147	0,0186
H ₂ O	0,0001	0,0000	0,0078	0,0007	0,0000	0,0011	0,0000	0,0078	0,0006
Vazão Entálpica (kJ/h)	-7429375,84	-6679379,12	-2308148,51	-62518,44	-12350,04	-7241114,50	-4215638,87	-2781583,78	-90844,50

(continuação)

Nome da corrente	M-401-F1	M-401-F2	M-402-F1	M-402-F2	M-404-F1	M-404-F2	M-404-F3	M-405-F
Origem	TT-401	M-406	M-401	TT-402	J-405	J-404	T-402	W-304
Destino	M-401	M-401	M-402	M-402	M-404	M-404	M-404	M-405
Temperatura (°C)	17,00	126,44	35,31	17,00	93,57	126,59	128,41	17,00
Pressão (bar)	1,01	1,00	1,00	1,01	1,01	1,00	1,00	1,00
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	1,0000	1,0000	0,9772	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0228	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
Vazão mássica (kg/h)	818,2	146,9	965,2	14,9	12,8	388,3	169,4	1210,4
Fração mássica								
DMFD sólido	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
DMFD	0,0000	0,0008	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0029	0,0000
BHEF	0,0000	0,0039	0,0006	0,0000	0,0417	0,0042	0,0003	0,0000
CH ₃ OH	0,0000	0,0141	0,0021	0,0000	0,0000	0,0000	0,0474	0,0000
Sb ₂ O ₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
ZNACOO	0,0000	0,0000	0,0000	0,0228	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
MEG	1,0000	0,9573	0,9935	0,9772	0,9385	0,9694	0,9311	0,0000
PEF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
AA	0,0000	0,0026	0,0004	0,0000	0,0006	0,0038	0,0000	0,0000
DEG	0,0000	0,0141	0,0021	0,0000	0,0186	0,0147	0,0122	0,0000
H ₂ O	0,0000	0,0072	0,0011	0,0000	0,0006	0,0078	0,0062	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-6078677,01	-1052092,55	-7130769,57	-110336,16	-90840,45	-2781487,32	-1212667,07	-4828916,11

(continuação)

Nome da corrente	M-406-F	PL-401-F	R-401-F1	R-401-F2	R-402-F1	R-402-F2	R-403-F	T-308-F2
Origem	M-404	R-403	J-401	J-402	E-401	TT-403	R-402	M-406
Destino	M-406	PL-401	R-401	R-401	R-402	R-402	R-403	T-308
Temperatura (°C)	126,44	280,00	35,23	220,29	280,00	17,00	280,00	126,44
Pressão (bar)	1,00	0,03	2,50	2,53	0,25	1,01	0,25	1,00
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	0,9995	0,9997	1,0000	0,9998	0,9877	0,9995	1,0000
x_S	0,0000	0,0005	0,0003	0,0000	0,0002	0,0123	0,0005	0,0000
Vazão mássica (kg/h)	570,6	1229,9	980,1	1210,4	1605,6	23,3	1240,6	423,6
Fração mássica								
DMFD	0,0008	0,0000	0,0001	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0008
BHEF	0,0039	0,0065	0,0006	0,0000	0,9998	0,0000	0,0055	0,0039
CH ₃ OH	0,0141	0,0000	0,0021	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0141
Sb ₂ O ₃	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0123	0,0002	0,0000
ZNACOO	0,0000	0,0003	0,0003	0,0000	0,0002	0,0000	0,0003	0,0000
MEG	0,9573	0,0008	0,9933	0,0000	0,0000	0,9877	0,0082	0,9573
PEF	0,0000	0,9922	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9856	0,0000
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
AA	0,0026	0,0000	0,0004	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0026
DEG	0,0141	0,0000	0,0021	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0141
H ₂ O	0,0072	0,0000	0,0011	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0072
Vazão Entálpica (kJ/h)	-4084994,84	-2552403,73	-7240666,66	-4214989,68	-6992985,22	-172034,56	-3754383,35	-3032902,28

(conclusão)

Nome da corrente	T-401-F1	T-401-F2	T-402-D	T-402-F	T-402-F	TT-403-F
Origem	R-401	E-401	T-402	J-403	P-403	R-404
Destino	T-401	T-401	TT-304	T-402	T-402	
Temperatura (°C)	220,00	316,85	64,19	32,17	32,18	220,0
Pressão (bar)	2,50	2,50	1,00	1,01	1,01	0,03
y	1,0000	0,0080	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,0000	0,9918	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000
x_S	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
Vazão mássica (kg/h)	441,1	1749,4	415,5	585,0	585,0	1226,8
Fração mássica						
DMFD sólido	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
DMFD	0,0001	0,0003	0,0000	0,0008	0,0008	0,0000
BHEF	0,0009	0,9174	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000
CH ₃ OH	0,9404	0,0048	0,9991	0,7234	0,7234	0,0000
Sb ₂ O ₃	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002
ZNACOO	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003
MEG	0,0541	0,0765	0,0000	0,2697	0,2697	0,0000
PEF	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,9995
N ₂	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
AA	0,0008	0,0000	0,0009	0,0006	0,0007	0,0000
DEG	0,0017	0,0007	0,0000	0,0035	0,0036	0,0000
H ₂ O	0,0020	0,0001	0,0000	0,0018	0,0018	0,0000
Vazão Entálpica (kJ/h)	-2633764,79	-7115769,74	-3039516,84	-4339088,37	-4339084,21	-33736,80

APÊNDICE E – RESULTADO DO DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DA ÁREA 100

(continua)

Nome da corrente	M-101-F1	M-101-F2	E-101-F	R-101-F	M-102-F1	FE-101-F	M-105-F1	FE-101-V
Origem	TT-101	FE-104	M-101	E-101	R-101	M-102	FE-101	FE-101
Destino	M-101	M-101	E-101	R-101	M-102	FE-101	M-105	E-109
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
x	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Classe do fluido	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	AG	AG	VP
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	2,50	18,37	20,87	20,95	20,77	37,99	11,23	6070,52
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	2 a 3	2 a 3	20 a 40
Velocidade selecionada (m/s)	2	2	2	2	2	3	3	40
Diâmetro calculado (mm)	21,04	57,00	60,75	60,87	60,60	66,92	36,39	231,68
Diâmetro interno tabelado (mm)	26,60	62,70	62,70	62,70	62,70	77,90	40,80	254,50
Diâmetro externo tabelado (mm)	33	73	73	73	73	89	48	273
Velocidade real (m/s)	1,25	1,65	1,88	1,88	1,87	2,21	2,39	33,15

(continuação)

Nome da corrente	E-102-F	CR-101-F1	CR-101-F2	E-103-F	M-103-F1	M-103-F2	P-101-F	FE-102-F
Origem	FE-101	E-102	E-103	TT-104	CR-101	E-106	M-103	P-101
Destino	E-102	CR-101	CR-101	E-103	M-103	M-103	P-101	FE-102
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Classe do fluido	HC-L	HC-L	AG	AG	AG	AG	AG	AG
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	24,18	23,63	31,78	43,07	23,12	3,21	26,95	26,99
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 2	2 a 3	2 a 3	2 a 3	2 a 3	2 a 3	2 a 3
Velocidade selecionada (m/s)	2	2	3	3	3	3	3	3
Diâmetro calculado (mm)	65,39	64,64	61,21	71,25	52,20	19,46	56,37	56,41
Diâmetro interno tabelado (mm)	77,90	77,90	62,70	77,90	52,50	20,90	62,70	62,70
Diâmetro externo tabelado (mm)	89	89	73	89	60	27	73	73
Velocidade real (m/s)	1,41	1,38	2,86	2,51	2,97	2,60	2,42	2,43

(continuação)

Nome da corrente	M-105-F2	FE-102-V	FE-103-F	FE-103-V	K-101-F1	FF-101-F2	M-104-F2	E-106-F
Origem	FE-102	FE-102	FE-102	FE-103	FE-103	TT-104	TT-104	TT-104
Destino	M-105	E-107	FE-103	E-108	K-101	FF-101	M-104	E-106
y	0,0000	1,0000	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	0,0000	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Classe do fluido	AG	VP	HC-L	VP-L	HC-L	AG	AG	AG
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	12,86	9215,24	8,94	35921,15	4,68	0,08	13,18	16,93
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	2 a 3	20 a 40	1 a 2	40 a 80	1 a 2	2 a 3	2 a 3	2 a 3
Velocidade selecionada (m/s)	3	40	2	80	2	3	3	3
Diâmetro calculado (mm)	38,94	285,45	39,76	398,51	28,76	3,05	39,42	44,68
Diâmetro interno tabelado (mm)	40,80	303,20	40,80	450,00	35,00	9,20	40,80	52,50
Diâmetro externo tabelado (mm)	48	324	48	457	42	13,7	48	60
Velocidade real (m/s)	2,73	35,45	1,90	62,74	1,35	0,33	2,80	2,17

(continuação)

Nome da corrente	P-102-F	M-102-F2	R-102-F1	E-104-F	E-104-H	E-105-F	FF-102-F	FE-104-F
Origem	M-104	P-102	CR-101	R-102	E-105	E-104	E-104	FF-102
Destino	P-102	M-102	R-102	E-104	E-104	E-105	FF-102	FE-104
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	1,0000	1,0000	0,9999	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0001	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Classe do fluido	HC-L	AG	AG	AG	AG	AG	AG	AG
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	3,20	16,46	45,65	45,61	46,49	46,36	45,74	45,74
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	2 a 3	2 a 3	2 a 3	2 a 3	2 a 3	2 a 3	2 a 3
Velocidade selecionada (m/s)	2	3	3	3	3	3	3	3
Diâmetro calculado (mm)	23,81	44,06	73,36	73,33	74,04	73,93	73,43	73,43
Diâmetro interno tabelado (mm)	26,60	52,50	77,90	77,90	77,90	77,90	77,90	77,90
Diâmetro externo tabelado (mm)	33	60	89	89	89	89	89	89
Velocidade real (m/s)	1,60	2,11	2,66	2,66	2,71	2,70	2,67	2,67

(continuação)

Nome da corrente	M-105-F3	FE-104-V	TT-104-F	M-106-F1	M-106-F2	M-106-F3	M-106-F4	M-105-F4
Origem	FE-104	FE-104	Poço	E-109	E-107	E-108	E-110	TT-104
Destino	M-105	E-110	TT-104	M-106	M-106	M-106	M-106	M-105
y	0,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	0,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Classe do fluido	AG	VP	VP	AG	AG	AG	AG	AG
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	17,25	14580,21	61,57	3,21	5,12	4,13	7,79	20,25
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	2 a 3	20 a 40	20 a 40	2 a 3	2 a 3	2 a 3	2 a 3	2 a 3
Velocidade selecionada (m/s)	3	40	40	3	3	3	3	3
Diâmetro calculado (mm)	45,09	359,05	23,33	19,45	24,57	22,06	30,30	48,86
Diâmetro interno tabelado (mm)	52,50	381,00	26,60	20,90	26,60	26,60	35,00	52,50
Diâmetro externo tabelado (mm)	60	406,4	33	27	33	33	42	60
Velocidade real (m/s)	2,21	35,52	30,78	2,60	2,56	2,06	2,25	2,60

(conclusão)

Nome da corrente	TT-104-F2
Origem	
Destino	TT-104
y	0,0000
x	1,0000
x_S	0,0000
Classe do fluido	AG
Material da tubulação	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	16,54
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	2 a 3
Velocidade selecionada (m/s)	3
Diâmetro calculado (mm)	44,15
Diâmetro interno tabelado (mm)	52,50
Diâmetro externo tabelado (mm)	60
Velocidade real (m/s)	2,12

APÊNDICE F – RESULTADO DO DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DA ÁREA 200

(continua)

Nome da corrente	A-201-G	A-201-L	A-201-T	A-210-B	V-302-V	T-201-D	T-201-F	T-202-D
Origem	A-201	A-201	P-204	T-210	V-302	T-201	M-202	T-202
Destino		M-204	A-201	A-201	A-201	M-202	T-201	M-202
y	1,00	0,00	0,00	1,00	1,00	1,00	0,00	1,00
x	0,00	1,00	1,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,00
x_S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Classe do fluido	GG	AG	AG	GG	GG	HC-G	HC-L	HC-G
Material da tubulação	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Inox	Aço Inox	Aço Carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	46,5803	0,6005	0,7708	34,1784	6,3624	85,1992	8,8305	167,7455
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	15 a 20	2 a 3	2 a 3	15 a 20	15 a 20	25 a 30	1 a 2	25 a 30
Velocidade selecionada (m/s)	17,5	2,5	2,5	17,5	17,5	27,5	1,5	27,5
Diâmetro calculado (mm)	31	9	10	26	11	33	46	46
Diâmetro interno tabelado (mm)	35	12,5	12,5	26,6	12,5	35	52,5	52,5
Diâmetro externo tabelado (mm)	42	17	17	33	17	42	60	60
Velocidade real (m/s)	13,448491	1,359311	1,744781	17,084275	14,401619	24,598412	1,133121	21,524842

(continuação)

Nome da corrente	T-202-F	T-203-F	T-203-R	T-204-F	T-204-R	T-205-D	T-205-F	T-205-R	T-206-F
Origem	T-201	T-202	T-203	M-205	T-204	T-205	T-204	T-205	T-203
Destino	T-202	T-203	M-205	T-204	Caldeira	P-204	T-205	P-202	T-206
y	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
x	0,97	0,94	0,99	0,92	0,01	1,00	1,00	1,00	1,00
x_S	0,03	0,06	0,00	0,08	0,99	0,00	0,00	0,00	0,00
Classe do fluido	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	AG-V	HC-L	HC-L	AG
Material da tubulação	Aço Inox	Aço Inox	Aço Inox	Aço Inox	Aço Inox	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	8,3769	3,2486	1,6135	1,9058	0,1462	0,7708	1,3211	0,9910	0,9286
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	20 a 40	1 a 2	1 a 2	2 a 3
Velocidade selecionada (m/s)	1,5	2	2	2	2	30	1,5	1,5	2,5
Diâmetro calculado (mm)	44	24	17	18	5	3	18	15	11
Diâmetro interno tabelado (mm)	52,5	26,6	20,9	20,9	9,2	9,2	20,9	15,8	12,5
Diâmetro externo tabelado (mm)	60	33	27	27	14	14	27	21	17
Velocidade real (m/s)	1,074906	1,623851	1,306406	1,543067	0,610704	3,220840	1,069651	1,403975	2,101945

(continuação)

Nome da corrente	T-206-R	T-207-D	T-207-F	T-207-R	T-208-D	T-208-F	T-208-R	T-209-D
Origem	T-206	T-207	T-206	T-207	T-208	M-202	T-208	T-209
Destino	M-205	P-205	T-207	P-203	T-209	T-208	M-204	T-210
y	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00	0,00	1,00
x	1,00	1,00	1,00	1,00	0,00	0,00	1,00	0,00
x_S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Classe do fluido	AG	AG-V	AG	HC-L	HC-G	HC-G	AG	HC-G
Material da tubulação	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	0,2914	0,5540	0,6358	0,1957	346,8142	353,9032	0,1138	223,9909
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	2 a 3	20 a 40	2 a 3	1 a 2	25 a 30	25 a 30	2 a 3	25 a 30
Velocidade selecionada (m/s)	2,5	30	2,5	1,5	27,5	27,5	2,5	27,5
Diâmetro calculado (mm)	6	3	9	7	67	67	4	54
Diâmetro interno tabelado (mm)	9,2	9,2	12,5	9,2	77,9	77,9	9,2	62,7
Diâmetro externo tabelado (mm)	14	14	17	14	89	89	14	73
Velocidade real (m/s)	1,217770	2,315142	1,439047	0,817626	20,212944	20,626105	0,475705	20,151292

(continuação)

Nome da corrente	T-209-R	T-210-R	M-201-F1	M-201-F2	E-201-F	M-206-P	M-204-G	M-207-F1
Origem	T-209	T-210	TT-201	TT-202	P-201	M-206	M-204	TT-203
Destino	M-203	M-203	M-201	M-201	E-201	M-207	Efluentes	M-207
y	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
x	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
x_S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Classe do fluido	HC-L	HC-L	AG	AC-L	HC-L	HC-L	AG	HC-L
Material da tubulação	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Inox Alto Si	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	5,4243	0,3711	0,2992	0,0021	10,3841	5,6974	1,1154	0,3585
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 2	2 a 3	1 a 1,2	1 a 2	1 a 2	2 a 3	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	1,5	1,5	2,5	1,1	2	1,5	2,5	1,5
Diâmetro calculado (mm)	36	9	7	1	43	37	13	9
Diâmetro interno tabelado (mm)	40,8	12,5	9,2	9,2	52,5	40,8	15,8	9,2
Diâmetro externo tabelado (mm)	48	17	14	14	60	48	21	14
Velocidade real (m/s)	1,152476	0,839929	1,250400	0,008969	1,332466	1,210493	1,580288	1,497922

(continuação)

Nome da corrente	TT-206-F	TT-301-F	P-205-O	R-201-F1	R-201-F3	R-201-P	R-202-F	M-202-F1
Origem	P-203	P-202	P-205	M-207	M-201	R-201	E-201	R-202
Destino	TT-206	TT-301	M-204	R-201	R-201	P-201	R-202	M-202
y	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
x	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00	1,00
x_S	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Classe do fluido	HC-L	HC-L	AG	HC-L	AG	HC-L	HC-L	HC-L
Material da tubulação	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Inox Alto Si	Aço Inox Alto Si	Aço Inox Alto Si
Vazão volumétrica (m ³ /h)	0,1957	0,9910	0,5541	6,0543	0,3082	6,8077	11,3579	14,9097
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 2	2 a 3	1 a 2	2 a 3	1 a 2	1 a 2	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	1,5	1,5	2,5	1,5	2,5	1,5	1,5	1,5
Diâmetro calculado (mm)	7	15	9	38	7	40	52	59
Diâmetro interno tabelado (mm)	9,2	15,8	9,2	40,8	9,2	40,8	52,5	62,7
Diâmetro externo tabelado (mm)	14	21	14	48	14	48	60	73
Velocidade real (m/s)	0,817639	1,403993	2,315233	1,286333	1,287935	1,446406	1,457426	1,341349

(conclusão)

Nome da corrente	P-206-F	M-202-F2
Origem	TT-204	P-206
Destino	P-206	M-202
y	0,00	0,00
x	1,00	1,00
x_S	0,00	0,00
Classe do fluido	BA	BA
Material da tubulação	Aço Carbono	Aço Carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	0,0094	0,0094
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1,5	1,5
Velocidade selecionada (m/s)	1,5	1,5
Diâmetro calculado (mm)	1	1
Diâmetro interno tabelado (mm)	9,2	9,2
Diâmetro externo tabelado (mm)	14	14
Velocidade real (m/s)	0,039173	0,039248

APÊNDICE G – RESULTADO DO DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DA ÁREA 300

(continua)

Nome da corrente	K-301-F	E-301-C	E-301-H	E-302-C	E-303-C	E-304-C	E-304-H	E-305-F
Origem	E-308	J-301	R-301	E-301	M-303	J-303	R-302	E-304
Destino	K-301	E-301	E-301	E-302	E-303	E-304	E-304	E-305
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	0,9998	0,8008	0,9998	0,7787	0,7787	0,9831	0,7787
x_S	0,0000	0,0002	0,1992	0,0002	0,2213	0,2213	0,0169	0,2213
Classe do fluido	HC-L	AC-L	AC-L	AC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	5,627	5,145	5,457	5,359	6,109	6,177	7,680	7,898
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 1,2	1 a 1,2	1 a 1,2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	2,0	1,2	1,2	1,2	2,0	2,0	2,0	2,0
Diâmetro calculado (mm)	32	39	40	40	33	33	37	37
Diâmetro interno tabelado (mm)	35	40,8	40,8	40,8	35	35	40,8	40,8
Diâmetro externo tabelado (mm)	42	48	48	48	42	42	48	48
Velocidade real (m/s)	1,6	1,1	1,2	1,1	1,8	1,8	1,6	1,7

(continuação)

Nome da corrente	E-306-F	E-307-C	E-307-H	E-308-F	J-301-F	J-302-F	J-303-F	M-301-F1
Origem	E-304	P-304	P-302	E-307	M-301	E-302	E-303	TT-301
Destino	E-306	E-307	E-307	E-308	J-301	J-302	J-303	M-301
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,9831	1,0000	1,0000	1,0000	0,9998	0,9998	0,7787	1,0000
x_S	0,0169	0,0000	0,0000	0,0000	0,0002	0,0002	0,2213	0,0000
Classe do fluido	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	AC-L	AC-L	HC-L	HC-L
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	6,196	4,638	6,069	5,730	5,143	5,373	6,148	0,783
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 1,2	1 a 1,2	1 a 2	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	2,0	2,0	2,0	2,0	1,2	1,2	2,0	2,0
Diâmetro calculado (mm)	33	29	33	32	39	40	33	12
Diâmetro interno tabelado (mm)	35	35	35	35	40,8	40,8	35	12,5
Diâmetro externo tabelado (mm)	42	42	42	42	48	48	42	17
Velocidade real (m/s)	1,8	1,3	1,8	1,7	1,1	1,1	1,8	1,8

(continuação)

Nome da corrente	M-301-F2	M-301-F3	M-303-F2	M-305-F3	M-305-F1	M-305-F2	M-306-F1	M-306-F2
Origem	M-310	M-309	M-314	M-308	V-301	P-301	T-301	T-302
Destino	M-301	M-301	M-303	M-305	M-305	M-305	M-306	M-306
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000
x	0,9959	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,9735	0,0000	0,0000
x_S	0,0041	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0266	0,0000	0,0000
Classe do fluido	HC-L	AC-L	HC-L	AC-L	AC-G	AC-L	GG	GG
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	0,171	4,214	5,300	0,648	186,299	4,101	20,148	3,295
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 1,2	1 a 2	1 a 1,2	15 a 20	1 a 1,2	15 a 20	15 a 20
Velocidade selecionada (m/s)	2,0	1,2	2,0	1,2	20,0	1,2	20,0	20,0
Diâmetro calculado (mm)	6	35	31	14	57	35	19	8
Diâmetro interno tabelado (mm)	9,2	40,8	35	15,8	62,7	35	20,9	9,2
Diâmetro externo tabelado (mm)	14	48	42	21	73	42	27	14
Velocidade real (m/s)	0,7	0,9	1,5	0,9	16,8	1,2	16,3	13,8

(continuação)

Nome da corrente	M-307-F1	M-307-F2	M-307-F3	M-308-F	M-309-F1	M-309-F2	M-310-F	M-311-F
Origem	T-302	T-304	V-302	T-305		M-308	P-305	T-306
Destino	M-307	M-307	M-307	M-308	M-309	M-309	M-310	M-311
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,9959	1,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0041	0,0000
Classe do fluido	HC-L	HC-L	HC-L	AC-L	AC-L	AC-L	HC-L	HC-L
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	0,296	0,019	0,011	4,321	0,542	3,673	0,214	0,618
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 1,2	1 a 1,2	1 a 1,2	1 a 2	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	2,0	2,0	2,0	1,2	1,2	1,2	2,0	2,0
Diâmetro calculado (mm)	7	2	1,4	36	13	33	6	10
Diâmetro interno tabelado (mm)	9,2	9,2	9,2	40,8	15,8	35	9,2	12,5
Diâmetro externo tabelado (mm)	14	14	14	48	21	42	14	17
Velocidade real (m/s)	1,2	0,1	0,05	0,9	0,8	1,1	0,9	1,4

(continuação)

Nome da corrente	M-311-G	M-312-F1	M-312-F2	M-313-F	M-313-G	M-314-F1	M-314-F2	M-315-F
Origem	M-311	TT-304	M-311	T-307	M-313	TT-304	M-313	T-308
Destino	Efluente	M-312	M-312	M-313	Efluente	M-314	M-314	M-315
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Classe do fluido	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	0,031	0,326	0,587	4,836	0,397	0,861	4,439	1,701
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0	2,0
Diâmetro calculado (mm)	2	8	10	29	8	12	28	17
Diâmetro interno tabelado (mm)	9,2	9,2	12,5	35	9,2	12,5	35	20,9
Diâmetro externo tabelado (mm)	14	14	17	42	14	17	42	27
Velocidade real (m/s)	0,1	1,4	1,3	1,4	1,7	1,9	1,3	1,4

(continuação)

Nome da corrente	M-315-G	P-301-F	P-302-F	P-303-F	P-304-F	P-305-F	R-301-F1	R-301-F2
Origem	M-315	V-301	E-306	K-301	P-303	T-305	J-302	
Destino	Efluente	P-301	P-302	P-303	P-304	P-305	R-301	R-301
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	1,0000
x	1,0000	0,7898	0,9831	0,7618	0,9874	0,7169	0,9998	0,0000
x_S	0,0000	0,2102	0,0169	0,2382	0,0126	0,2831	0,0002	0,0000
Classe do fluido	HC-L	AC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	AC-L	GG
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	0,255	4,765	6,130	5,343	4,668	0,306	5,393	48,323
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 1,2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 1,2	15 a 20
Velocidade selecionada (m/s)	2,0	1,2	2,0	2,0	2,0	2,0	1,2	20,0
Diâmetro calculado (mm)	7	37	33	31	29	7	40	29
Diâmetro interno tabelado (mm)	9,2	40,8	35	35	35	9,2	40,8	35
Diâmetro externo tabelado (mm)	14	48	42	42	42	14	48	42
Velocidade real (m/s)	1,1	1,0	1,8	1,5	1,3	1,3	1,1	14,0

(continuação)

Nome da corrente	R-302-F	T-301-F	T-302-F	T-303-D	T-303-F	T-303-R	T-304-F	T-304-R
Origem	E-305	M-305	T-301	T-303	M-307	T-303	T-302	T-304
Destino	R-302	T-301	T-302	TT-306	T-303		T-304	Efluente
y	0,7787	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,0000	0,9782	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,2213	0,0218	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Classe do fluido	HC-G	AC-L	HC-L	HC-L	HC-L	AG	AG	AG
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	4825,002	5,272	0,482	0,252	0,325	0,016	0,196	0,179
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	25 a 30	1 a 1,2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	2 a 3	2 a 3	2 a 3
Velocidade selecionada (m/s)	30,0	1,2	2,0	2,0	2,0	3,0	3,0	3,0
Diâmetro calculado (mm)	239	39	9	7	8	1	5	5
Diâmetro interno tabelado (mm)	254,5	40,8	12,5	9,2	9,2	9,2	9,2	9,2
Diâmetro externo tabelado (mm)	273	48	17	14	14	14	14	14
Velocidade real (m/s)	26,3	1,1	1,1	1,1	1,4	0,1	0,8	0,7

(continuação)

Nome da corrente	T-305-F	T-306-F	T-306-R	T-306-V	T-307-F	T-307-R	T-308-D	T-308-F1
Origem	T-301	B-301	T-306	T-306	E-307	T-307	T-308	W-303
Destino	T-305	T-306	Efluente	Efluente	T-307	Efluente	Efluente	T-308
y	0,0003	0,0003	0,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,9755	0,9997	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0242	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Classe do fluido	AC-L	HC-L	AC-L	HC-G	HC-L	AG	HC-L	HC-L
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	5,921	11,262	0,099	217,781	5,008	0,258	0,279	1,448
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 1,2	1 a 2	1 a 1,2	25 a 30	1 a 2	2 a 3	1 a 2	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	1,2	2,0	1,2	30,0	2,0	3,0	2,0	2,0
Diâmetro calculado (mm)	42	45	5	51	30	6	7	16
Diâmetro interno tabelado (mm)	52,5	52,5	9,2	52,5	35	9,2	9,2	20,9
Diâmetro externo tabelado (mm)	60	60	14	60	42	14	14	27
Velocidade real (m/s)	0,8	1,4	0,4	27,9	1,4	1,1	1,2	1,2

(continuação)

Nome da corrente	R-301-V	V-301-F	V-302-F	V-302-V	W-301-F2	W-301-P	W-302-F2	W-303-F2
Origem	R-301	E-301	M-306	V-302	W-302	W-301	M-312	W-304
Destino	Efluente	V-301	V-302	Efluente	W-301	B-301	W-302	W-303
y	1,0000	0,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,0000	0,8008	0,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,1992	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Classe do fluido	GG	AC-L	GG	GG	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L
Material da tubulação	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	26,851	5,263	23,472	6,374	0,916	0,895	0,913	1,423
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	15 a 20	1 a 1,2	15 a 20	15 a 20	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	20,0	1,2	20,0	20,0	2,0	2,0	2,0	2,0
Diâmetro calculado (mm)	22	39	20	11	13	13	13	16
Diâmetro interno tabelado (mm)	26,6	40,8	20,9	12,5	15,8	15,8	15,8	20,9
Diâmetro externo tabelado (mm)	33	48	27	17	21	21	21	27
Velocidade real (m/s)	13,4	1,1	19,0	14,4	1,3	1,3	1,3	1,2

(conclusão)

Nome da corrente	W-304-F2
Origem	M-315
Destino	W-304
y	0,0000
x	1,0000
x_S	0,0000
Classe do fluido	HC-L
Material da tubulação	Aço carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	1,446
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	2,0
Diâmetro calculado (mm)	16
Diâmetro interno tabelado (mm)	20,9
Diâmetro externo tabelado (mm)	27
Velocidade real (m/s)	1,2

APÊNDICE H – RESULTADO DO DIMENSIONAMENTO DAS TUBULAÇÕES DA ÁREA 400

(continua)

Nome da corrente	E-401-C	E-401-H	E-402-F	E-403-F1	E-403-F2	J-401-F	J-402-F	J-403-F
Origem	R-401	T-401	R-402	R-403	R-404	M-402	M-405	T-401
Destino	E-401	E-401	E-402	E-403	E-403	J-401	J-402	J-403
y	0,0000	0,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,9998	0,9998	0,0000	0,0000	0,0000	0,9997	1,0000	1,0000
x_S	0,0002	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000	0,0003	0,0000	0,0000
Classe do fluido	HC-L	HC-L	HC-L	HC-G	HC-G	HC-L	HC-L	HC-L
Material da tubulação	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	1,5754	1,9863	1.162,3508	305,6822	52,7080	0,8833	1,2528	1,2528
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 2	1 a 2	25 a 30	25 a 30	1 a 2	1 a 2	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	1,5	1,5	1,5	25	25	1,5	1,5	1,5
Diâmetro calculado (mm)	19	22	524	66	27	14	17	17
Diâmetro interno tabelado (mm)	20,9	26,6	590,5	77,9	35	15,8	20,9	20,9
Diâmetro externo tabelado (mm)	27	33	610	89	42	21	27	27
Velocidade real (m/s)	1,275563	0,992878	1,178976	17,815700	15,217667	1,251422	1,014372	1,014372

Fonte: Autores.

(continuação)

Nome da corrente	J-404-F	J-405-F	M-401-F1	M-401-F2	M-402-F1	M-402-F2	M-404-F1	M-404-F2
Origem	E-402	E-403	TT-401	M-406	M-401	TT-402	J-405	J-404
Destino	J-404	J-405	M-401	M-401	M-402	M-402	M-404	M-404
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	1,0000	0,9772	1,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0228	0,0000	0,0000
Classe do fluido	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L
Material da tubulação	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	0,3805	0,0121	0,7262	0,1447	0,8702	0,0131	0,0121	0,3806
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1,8	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5	1,8	1,5
Diâmetro calculado (mm)	9	2	13	6	14	2	2	9
Diâmetro interno tabelado (mm)	12,5	9,2	15,8	9,2	15,8	9,2	9,2	12,5
Diâmetro externo tabelado (mm)	17	14	21	14	21	14	14	17
Velocidade real (m/s)	0,861389	0,050680	1,028838	0,604597	1,232840	0,054848	0,050685	0,861462

Fonte: Autores.

(continuação)

Nome da corrente	M-404-F3	M-406-F	PL-401-F	R-401-F2	R-402-F1	R-402-F2	R-403-F	T-308-F2
Origem	T-402	M-404	R-403	J-402	E-401	TT-403	R-402	M-406
Destino	M-404	M-406	PL-401	R-401	R-402	R-402	R-403	T-308
y	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
x	1,0000	1,0000	0,9995	1,0000	0,9998	0,9877	0,9995	1,0000
x_S	0,0000	0,0000	0,0005	0,0000	0,0002	0,0123	0,0005	0,0000
Classe do fluido	HC-L	HC-L	HC-G	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L
Material da tubulação	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	0,1691	0,5618	1,1883	1,2532	1,8602	0,0205	1,2133	0,4171
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	1 a 2	1 a 2	25 a 30	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	1,5	1,5	25	1,5	1,5	1,5	1,5	1,5
Diâmetro calculado (mm)	6	12	4	17	21	2	17	10
Diâmetro interno tabelado (mm)	9,2	12,5	9,2	20,9	26,6	9,2	20,9	12,5
Diâmetro externo tabelado (mm)	14	17	14	27	33	14	27	17
Velocidade real (m/s)	0,706744	1,271626	4,965619	1,014695	0,929834	0,085649	0,982366	0,944118

Fonte: Autores.

(conclusão)

Nome da corrente	T-401-F1	T-401-F2	T-402-D	T-402-F	T-402-F
Origem	R-401	E-401	T-402	J-403	P-403
Destino	T-401	T-401	TT-304	T-402	T-402
y	1,0000	0,0080	0,0000	0,0000	0,0000
x	0,0000	0,9918	1,0000	1,0000	1,0000
x_S	0,0000	0,0002	0,0000	0,0000	0,0000
Classe do fluido	HC-G	HC-L	HC-L	HC-L	HC-L
Material da tubulação	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono	Aço Carbono
Vazão volumétrica (m ³ /h)	219,8727	7,7068	0,5586	0,6750	0,6745
Faixa de velocidade recomendada (m/s)	25 a 30	1 a 2	1 a 2	1 a 2	1 a 2
Velocidade selecionada (m/s)	25	1,5	1,5	1,5	1,5
Diâmetro calculado (mm)	56	43	11	13	13
Diâmetro interno tabelado (mm)	62,7	52,5	12,5	15,8	15,8
Diâmetro externo tabelado (mm)	73	60	17	21	21
Velocidade real (m/s)	19,780801	0,988923	1,264361	0,956303	0,955652

Fonte: Autores.

APÊNDICE I – DIMENSIONAMENTOS DOS EQUIPAMENTOS

I.1 DIMENSIONAMENTO DOS VASOS *FLASH*

Os vasos *flash* são utilizados no processo para realizar separações líquido vapor no processo e na geração de vapor por reevaporação. O dimensionamento desses equipamentos segue a metodologia proposta por Campbell (2014). Calcula-se a velocidade permitida para o escoamento ascendente do vapor dentro do tanque *flash* através da Equação I.1. Tal equação utiliza o fator K_S , conhecido com fator de Souders-Brown, dado em m/s. Esse valor pode ser determinado através de correlações empíricas ou adotado de recomendações determinadas por heurísticas. Adota-se o valor de 0,055 m/s para a constante, valor recomendado para vasos com mais de 3 m de altura, como indicado por Campbell (2014).

$$v_{\text{permitida}} = K_S \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (\text{I.1})$$

Uma vez calculado o valor da velocidade permitida, parte-se para a determinação da área de seção transversal necessária para dar vazão ao volume de vapor gerado no vaso. Calcula-se esse valor por meio da Equação I.2, cujo numerador consiste na vazão mássica de vapor. Em seguida, utiliza-se a Equação I.3 que, em conjunto com a relação constitutiva dada pela Equação I.4, fornece a altura do equipamento.

$$A_{\text{transversal}} = \frac{F_V}{v_{\text{permitida}} \cdot \rho_V} \quad (\text{I.2})$$

$$D = 1,5 \cdot \sqrt{\frac{4 \cdot A_{\text{transversal}}}{\pi}} \quad (\text{I.3})$$

$$H = 4 \cdot D \quad (\text{I.4})$$

Os resultados para o dimensionamento dos vasos *flash* do processo se encontram na Tabela I.1.

Tabela I.1 – Dimensões dos vasos *flash*.

Equipamento	Altura (m)	Diâmetro (m)
<i>Flash</i> da reevaporação	6,36	1,59
V-301	3,70	1,10
V-302	3,70	0,90

I.2 DIMENSIONAMENTO DOS TROCADORES DE CALOR CASCO E TUBOS

Os trocadores de calor estão distribuídos em grande quantidade pelas quatro áreas do processo. Para o cálculo do dimensionamento, utilizou-se às Equações I.5 à I.10. O coeficiente convectivo do fluido que passa pelo casco é determinado na literatura conforme a característica do fluido.

$$Re = \frac{4 \cdot \dot{m}}{N_t \cdot Di_{tubos} \cdot \pi \cdot \mu} \quad (I.5)$$

$$Nu_i = 0,023 \cdot Re^{4/5} \cdot Pr^{0,4} \quad (I.6)$$

$$h_i = \frac{Nu_i \cdot k}{Di_{tubos}} \quad (I.7)$$

$$U_i = \frac{1}{\frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_i}} \quad (I.8)$$

$$DTML = \frac{(T_{q,e} - T_{f,e}) - (T_{q,s} - T_{f,s})}{\ln \left(\frac{T_{q,e} - T_{f,e}}{T_{q,s} - T_{f,s}} \right)} \quad (I.9)$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot DTML} \quad (I.10)$$

O comprimento do tubo foi calculado pela área de troca térmica, diâmetro interno do tubo e número de tubos, como segue a equação I.11. O comprimento de passes é a divisão entre o comprimento do tubo e o número de passes.

$$L = \frac{A}{\pi \cdot Di_{tubos} \cdot n_{tubos}} \quad (I.11)$$

Como exemplo, tem-se o trocador de calor E-402. Considerou-se 60 tubos com diâmetro interno (Di_{tubos}) de 0,0229 metros. Dentro dos tubos passa a mistura de vapor orgânico com 22,65 t/h, entrando à 280°C e saindo à 126°C. Já no casco escoa a água de resfriamento com 0,39 t/h, entrando à 30°C e saindo à 35°C.

O fluido quente possui um coeficiente convectivo de 2000 W/m²K, determinado para vapores orgânicos (ROSE, 2021). A Tabela I.2 apresenta as constantes para o fluido frio, retiradas do simulador, e os resultados das Equações I.5 à I.10.

Tabela I.2 – Dados do fluido frio.

Variável	Fluido Frio
K (W/m.K)	0,62
Viscosidade (Pa.s)	0,000827
Reynolds	7026,40
Prandt	5,62
Nusselt	54,84
$h_{interno}(W/m.K)$	1467,67

Fonte: Autores.

Com o coeficiente global de troca térmica de $846,48 \text{ W/m}^2\cdot\text{K}$ e DTML de $159,39 \text{ }^\circ\text{C}$, tem-se uma área de troca térmica de $12,63 \text{ m}^3$, que representa 2,92 metros de comprimento de tubo e 1,46 metros de passe, considerando 2 passes.

I.3 DIMENSIONAMENTO DOS TROCADORES DE CALOR DE PLACAS

Os trocadores de calor de placas são o E-102, E-104, E-105 e E-401. Na Tabela I.3 estão dispostas as especificações do trocador utilizadas no cálculo, conforme catálogo presente no Anexo R e de acordo com Engineering ToolBox (2013), conforme especificações padrão para tubo de aço.

Tabela I.3 – Dimensões do Trocador de Calor

Dimensões	Valor
Espessura das placas (m)	0,004
Distância entre as placas (m)	0,008
Largura das placas (m)	0,480
Altura das placas (m)	1,340
Diâmetro interno flanges (m)	0,102
Condutividade Aço 316 (W/m.K)	16,200
Diâmetro Equivalente (m)	0,0157
Área de Transferência (m ²)	0,642
Área de Fluxo (m ²)	0,004

Fonte: Alfa Laval (2021) e Engineering ToolBox (2013)

Para os coeficientes convectivos em cada trocador, utilizaram-se as Equações I.12 à I.16, sendo G o fluxo mássico de entrada de corrente fria e quente. Usou-se uma correlação de Dittus-Boelter, presente no Incropera et al. (2007), para o cálculo dos coeficientes convectivos e, para isso, é necessário o cálculo de Reynolds e Prandtl, conforme Somerton et al. (1999).

$$G = \frac{m}{fluxo} \quad (I.12)$$

$$Re = \frac{D_e \cdot G}{N_a \cdot \mu} \quad (I.13)$$

$$Pr = \frac{C_p \cdot \mu}{k} \quad (I.14)$$

$$h_q = \frac{0,023 \cdot k \cdot Re^{0,65} \cdot Pr^{0,3}}{D_e} \quad (I.15)$$

$$h_f = \frac{0,023 \cdot k \cdot Re^{0,65} \cdot Pr^{0,4}}{D_e} \quad (I.16)$$

Os cálculos devem ser realizados para as correntes quentes e frias, sendo D_e o diâmetro equivalente, N_a o número de passes para a configuração das placas, considerado como 1 para todos os trocadores, μ a viscosidade, C_p a capacidade calorífica e k a condutividade da corrente em cada caso.

Na Tabela I.4 encontram-se os dados para os fluidos do E-101, retirados de tabelas de propriedades, e na Tabela I.5 para o E-401, retirados do simulador, bem como o resultado do cálculo das equações.

Tabela I.4 – Dados do Trocador de Calor E-102

Variáveis	Fluido Frio	Fluido Quente
m (kg/h)	113.890,29	22.914,69
G (kg/m ² ·s)	8238,59	1657,60
μ (Pa.s)	0,000817	0,00262
C_p (kJ/Kg.K)	4,18	2,75
K (W/m.K)	0,61	0,34
Re	158776,04	9956,81
Pr	5,56	21,15
h (W/m ² ·K)	25779,14	1960,46

Fonte: Autores.

Tabela I.5 – Dados do Trocador de Calor E-401

Variáveis	Fluido Frio	Fluido Quente
m (kg/h)	1605,61	1749,44
G (kg/m ² ·s)	116,15	126,55
μ (Pa.s)	0,000349	0,00736
C_p (kJ/Kg.K)	1,82	2,44
K (W/m.K)	0,10	0,48
Re	5231,05	270,26
Pr	5,94	35,05
h (W/m ² ·K)	286,55	182,14

Fonte: Autores.

Para o cálculo da área, deve-se utilizar às Equações I.8 à I.10, considerando a quantidade de calor trocada e as temperaturas de entrada e saída dos fluidos quente e frio em cada equipamento. No E-401, o fluido quente entra à 360,28 °C e sai à 280 °C, enquanto o fluido frio entra à 220 °C e sai à 316,82 °C. No E-102, o fluido quente entra à 125,97 °C e sai à 60 °C, enquanto a água de resfriamento entra à 24 °C e sai à 34 °C.

A Tabela I.6 apresenta os resultados para cada trocador de calor.

Tabela I.6 – Área dos Trocadores de Calor

Variáveis	E-102	E-401
U	1251,27	108,34
DTML	91,97	51,27
A	63,73	56,46

Fonte: Autores.

Porém, deve-se determinar qual a área corrigida. Para isso, deve-se calcular o número de unidades de transferência para cada fluido e então encontrar o fator de correção por temperatura.

$$NUT_f = \frac{T_{q,s} - T_{f,e}}{DTML} \quad (I.17)$$

$$NUT_q = \frac{T_{q,e} - T_{f,s}}{DTML} \quad (I.18)$$

O número de unidades de transferência total é a soma do resultado das Equações I.17 e I.18. Com o NUT_t , utilizou-se o gráfico presente no Anexo S para encontrar o fator de temperatura. Por fim, a área final de cada trocador é a área calculada anteriormente, dividido pelo fator de temperatura. O número de placas de transferência é determinada pela área de troca corrigida, dividido pela área de fluxo. O número de placas total, por sua vez, são as placas de transferência mais outras duas placas. O comprimento do trocador é então determinado pela Equação I.19. Onde N_c é o número de canais entre as placas, D_p é a distância entre as placas, N_p é o número de placas totais e S_p é a espessura da placa.

$$L = N_c \cdot D_p + N_p \cdot S_p \quad (I.19)$$

Os resultados das unidades de transferência, fatores de temperatura, áreas corrigidas e comprimentos dos Trocadores de Calor estão dispostos na Tabela I.7.

Tabela I.7 – Área corrigida e comprimento dos Trocadores de Calor

Variáveis	E-102	E-401
NUT	3	3
Fator de temperatura	0,94	0,94
A'	67,80	60,07
Nº de canais entre as placas	107,00	95,00
Nº de placas totais	108,00	96,00
Comprimento do trocador (m)	1,29	1,14

Fonte: Autores.

I.4 DIMENSIONAMENTO DOS REATORES

I.4.1 Dimensionamento de CSTR

Alguns reatores são como tanques agitados, CSTR ou similares, e por isso o cálculo é feito de forma semelhante. Nesse caso, tem-se o reator de pré-policondensação (R-402), o reator de transesterificação (R-401), o de esterificação do FDCA (R-302), o de oxidação de HMF/MMF (R-301) e o primeiro reator de desidratação da frutose (R-201).

O cálculo do volume do reator foi realizado com base na vazão volumétrica e tempo de residência de cada reator, considerando uma fração ocupada de 75% conforme a Equação I.20. O cálculo do diâmetro, por sua vez, foi realizado com base no volume de mistura reacional. A altura foi determinada com base no diâmetro calculado e no volume total do reator.

$$V_{total} = \frac{Q \cdot t_{resid}}{0,75} \quad (I.20)$$

$$D = \left(\frac{4 \cdot V_{mistura}}{\pi} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (I.21)$$

$$H = \frac{4 \cdot V_{total}}{\pi \cdot D^2} \quad (I.22)$$

No reator de transesterificação (R-401), a vazão volumétrica é para a porção líquida da mistura reacional. Este é o único volume considerado tendo em vista que a fase vapor é continuamente removida pelo topo do vaso, sendo encaminhada para a coluna de destilação em sequência.

Os dados para o dimensionamento dos reatores da área 400 estão dispostos na Tabela I.8.

Tabela I.8 – Dimensionamento reatores

Variáveis	R-301	R-302	R-201	R-402	R-401
t (h)	2	3	4	8	7
Q (m ³ /h)	32,27	197,52	48,07	1,24	1,57
Quantidade de reatores	3	1	1	1	1
V _{mistura} (m ³)	21,51	592,57	19,23	9,69	11,02
V _{total} (m ³)	28,70	790,09	24,00	12,93	14,69
D (m)	3,01	9,10	2,90	2,31	2,41
H (m)	4,02	3,03	3,60	3,08	3,22

Fonte: Autores.

I.4.1.1 Serpentinhas

Alguns reatores possuem agitação e serpentinhas responsáveis pela troca de calor, dimensionadas de forma muito semelhante a um trocador de calor casco e tubos. Os cálculos de Reynolds e Nusselt para o fluido que escoia internamente às serpentinhas correspondem às Equações I.5 e I.6. Para o fluido que escoia externamente, utilizaram-se às Equações I.23 e I.24.

$$Re = \frac{D_{impelidor}^2 \cdot RPS_{impelidor} \cdot \rho}{\mu} \quad (I.23)$$

$$Nu = 0,87 \cdot Re^{0,62} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_{mistura}}{\mu_{parede}} \right)^{0,14} \quad (I.24)$$

Os coeficientes convectivos, coeficientes globais de troca térmica, DTML e área foram calculados conforme às Equações I.7, I.8, I.9 e I.10, respectivamente.

No reator de desidratação (R-201), a mistura reacional é agitada no espaço do tanque, sob uma temperatura de 60 °C, ao passo que a massa de vapor passa nos tubos da serpentina a uma temperatura de 125 °C. No reator de transesterificação (R-401) a mistura é agitada no reator à 220 °C, e o vapor de aquecimento passa internamente aos tubos à 250 °C.

O reator de oxidação (R-301) e o reator de esterificação (R-302) utilizam água de resfriamento escoando internamente, o primeiro à 30 °C e o segundo à 31,5°C. A mistura reacional, por sua vez, é agitada no espaço dos reatores a 145°C e 180°C, respectivamente. Nesses casos, o coeficiente convectivo externo é calculado pela Equação I.25.

$$h_o = 0,027 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{\frac{1}{3}} \cdot \left(\frac{\mu_{mistura}}{\mu_{parede}} \right)^{0,14} \quad (I.25)$$

Utiliza-se o reator de desidratação CSTR para exemplificação do cálculo. O impelidor possui 1/3 do diâmetro do tanque, com 1 rotação por segundo (RPS). (McCabe, Warren L; Smith, Julian C; Harriott, 1993)

A Tabela I.9 mostra os dados da mistura à 60°C e do vapor à 125°C, retirados do simulador, bem como os resultados dos cálculos referente às Equações. A viscosidade da mistura à 60°C e 125°C é considerado a mesma, por ser bastante próxima.

Tabela I.9 – Cálculo do coeficiente convectivo

Variáveis	Mistura	Vapor
$\mu(Pa.s)$	0,000696	0,0000129
Pr	10,06	1,03
Re	1316288,44	264704,74
k (W/m.K)	0,19	0,03
$\rho(kg/m)$	978,08	1,29
Nu	11687,62	506,94
h (W/m ² K)	764,43	269,77

Fonte: Autores.

O coeficiente global de troca térmica é 199,4 W/m²·K, o DTML é 65°C e o calor fornecido ao reator é 1080254,32 kJ/h, o que resultou em uma área de troca térmica da serpentina de 23,15 m².

A serpentina foi considerada como um tubo comercial de SCH40, que corresponde a 0,08 metros de diâmetro interno e 0,00559 metros de espessura. Com isso, tem-se um comprimento de serpentina de 82,64 metros.

Calculou-se o diâmetro das espiras considerando 9/10 do diâmetro do reator, o que resultou em 2,61 metros. Com o comprimento de serpentina e o diâmetro das espiras, foi calculado a necessidade de 10 espiras, conforme à Equação I.26, que, com espaçamento de 0,18 metros entre elas, correspondem a uma altura de espiras de 2,51 metros.

$$n_{espiras} = \frac{L_{serpentina}}{\pi \cdot D_{espiras}} \quad (I.26)$$

I.4.2 Reator SSP

O reator de polimerização em estado sólido possui um tempo de residência de 25 horas, resultado da soma das 24h necessárias para a reação propriamente dita mais o tempo de 1h considerado para o ciclo de aquecimento de 110°C a 210°C. Os tempos de carga e descarga considerados inicialmente são de 12 h. O volume ocupado pelos pellets pode ser calculado pela Equação I.27, considerando uma densidade aproximada para os pellets de 800,92 kg/m³ e uma vazão mássica de polímero de 1220,27 kg/h (BREWSTER, 2019).

$$V_{ocupado} = t_{carga} \cdot \frac{\dot{m}}{\rho} \quad (I.27)$$

Onde t_{carga} é o tempo de carga em horas e \dot{m} é a vazão mássica em kg/h. Como o volume ocupado representa apenas 50% do volume do reator, o volume total do tanque seria de

36,57 m³. No entanto, o equipamento selecionado possui volume de 44 m³, como pode ser acompanhado no Anexo T.

Dessa forma, como o volume ocupado pelos pellets é 50% do reator, tem-se 22 m³ de pellets em cada batelada, o que corresponde a uma massa de 17620,31 kg. Com a densidade, pôde-se então calcular as horas de carregamento reais, que correspondem a 14,44 h, conforme a Equação I.28. Com a Equação I.29, calculou-se a quantidade de reatores necessários, sendo estes 3 reatores SSP.

$$t_{carga} = \frac{m}{\dot{m}} \quad (\text{I.28})$$

$$N = \frac{t_{carga} + t_{batelada}}{t_{carga} + 1} \quad (\text{I.29})$$

I.4.3 Reator de Sacarificação

O reator de sacarificação realiza a conversão dos oligômeros utilizando a enzima amiloglucosidase. Segundo Acosta-Pavas, Alzate-Blandon e Ruiz-Colorado (2020), a reação em questão não possui inibição. Para o cálculo do volume da mistura reacional, utilizou-se a Equação I.30.

$$V_{mistura} = Q_e \cdot (C_{o,e} - C_{o,s}) \cdot \left(\frac{k_m + C_{o,s}}{V_{max} + C_{o,s}} \right) \quad (\text{I.30})$$

A vazão volumétrica é obtida com base no fluxo mássico da mistura reacional pela densidade da mistura e a concentração de oligômeros é obtida pela vazão mássica dos oligômeros na entrada e saída, pelas respectivas vazões volumétricas. As constantes cinéticas k_m e v_{max} foram retirados do artigo de An, Hu e Bao (2013). Os dados utilizados no calculo são apresentados na Tabela I.10.

Tabela I.10 – Dados para o cálculo

Variáveis	Valores
Q (m ³ /h)	33,10
C _{o,e} (kg/m ³)	16,59
C _{o,s} (kg/m ³)	13,07
K _m (km/m ³)	19,29
V _{máx} (kg/m ³ .h)	5,52

Fonte: Autores.

O volume de reator obtido com a Equação I.30 foi de 52,43 m³. Ao considerar um

volume de segurança de 75%, tem-se um volume de 69,92 m³. Como são dois reatores de sacarificação, o volume é de 35 m³ para cada reator, com 8,93 metros de altura e 2,23 metros de diâmetro, dado que a razão L/D é 4.

I.4.4 Reator Isomerização

Para dimensionar os reatores de isomerização, considerou-se uma atividade para a enzima Sweetzyme de 400 IGIU/g, correspondente à 0,024 mol/g.h (Da Silva et al., 2006). Com a massa específica de 3300 kg/m³ e porosidade do leito de 0,4, pode-se calcular a densidade do leito pela Equação I.31.

$$Densidade = \rho \cdot (1 - porosidade) \quad (I.31)$$

O cálculo da massa de catalisador é a quantidade de mols de glicose convertidos, correspondente à 10302,8 mol/h, pela atividade da enzima, conforme a Equação I.32. O volume reacional do catalisador é definido pela massa de catalisador, que resultou em 429,3 kg, sobre a densidade do leito, correspondente à 1980 kg/m³, conforme a Equação I.33, resultando em um volume de 0,22 m².

$$Massa_{cat} = \frac{mols_{reag}}{U} \quad (I.32)$$

$$V_{cat} = \frac{Massa_{cat}}{Densidade} \quad (I.33)$$

A densidade da mistura reacional foi assumida como 1140 kg/m³, por se tratar de uma solução de glicose e água com molalidade 3, e teor de sólidos secos de 54%. (COMESAÑA et al., 2003). Os dados para o cálculo do volume da mistura reacional foram baseados no artigo de Illanes et al. (1992), de onde foram tirados os dados para o cálculo das vazões de cada reator, assim como as recomendações de proporções do reator.

A vazão na saída e na entrada são calculadas conforme as Equações I.34 e I.35 abaixo. Para isso, determinou-se 8 reatores, uma constante de desativação de 0,008060 d⁻¹ e um tempo de operação de 22 dias. Na Equação I.35, N_r é o número do reator, então a expressão EXP do denominador deverá repetir para N_r 1 até N_r 8.

$$F = \frac{\dot{m}}{\rho_{mistura}} \quad (I.34)$$

$$F_o = \frac{F}{EXP(k_d \cdot T \cdot N_R) + EXP(k_d \cdot T \cdot N_{R+1}) + \dots + EXP(k_d \cdot T \cdot N_{Rn})} \quad (I.35)$$

A vazão final (F) resultou em 16,85 m³/h e a vazão inicial (F_o), em 4,31 m³/h. A

metodologia foi avaliada para um IGI comercial de Miles (Takasweet). O reator presente na literatura possui um volume reacional de $5,32 \text{ m}^3$ e uma vazão inicial de $4,65 \text{ m}^3/\text{h}$. Com esses dados, obteve-se um tempo de 1,144 horas. Por meio da multiplicação da vazão de $4,31 \text{ m}^3/\text{h}$ e tempo de 1,144 horas, o volume de mistura reacional resultou em $4,93 \text{ m}^3$.

O volume da mistura reacional total somado ao volume reacional para o catalisador e o volume da mistura reacional, resultou em $5,15 \text{ m}^3$. Considerando um volume de segurança de 40%, o resultado obtido para o volume do reator foi de $7,21 \text{ m}^3$.

Conforme especificações do artigo, a relação entre altura do leito e diâmetro do reator deve ser maior do que 3. Estipulando essa relação em 3,5, utiliza-se a mesma juntamente com o volume do reator de modo a obter a altura do leito e o diâmetro do reator, obtendo-se 4,31 e 1,23 metros, respectivamente.

A altura do reator é calculada com base no volume do reator e o diâmetro do reator, tendo como resultado o valor de 6,04 metros.

I.4.5 Reator PFR

A mistura de frutose e metil frutósídeo vai para uma segunda etapa, em um reator PFR, com uma temperatura de $220 \text{ }^\circ\text{C}$, pressão de 65 bar e tempo de residência de 2 minutos. Com a densidade da mistura reacional de entrada de $1276,12 \text{ kg/m}^3$ e de saída $453,82 \text{ kg/m}^3$, calculou-se a densidade média de $864,97 \text{ kg/m}^3$. Dividindo a vazão mássica total $6620,28 \text{ kg/h}$ pela densidade média, encontrou-se uma vazão volumétrica de $7,65 \text{ m}^3/\text{h}$.

Para determinar a concentração de frutose inicial, encontra-se primeiramente a vazão mássica inicial. Sendo o fluxo mássico $6620,28 \text{ kg/h}$ e a densidade de entrada $1276,12 \text{ kg/m}^3$, tem-se uma vazão volumétrica de $5,18 \text{ m}^3/\text{h}$. A concentração inicial é o fluxo molar de entrada de frutose, sendo $10294,72 \text{ mol/h}$, dividido por $5,18 \text{ m}^3/\text{h}$, o que resulta em $1984,40 \text{ mol/m}^3$.

O volume da reação é calculado pela fórmula I.36, onde T é o tempo de residência em horas, M é o fluxo molar de entrada e C_o a concentração de frutose inicial, resultando em $0,173 \text{ m}^3$.

$$Q = \frac{T \cdot \dot{M}}{C_o} \quad (\text{I.36})$$

Considerou-se que o reator é formado por tubos com diâmetro interno de 0,097 metros de diâmetro, o que corresponde a um tubo de 4"SCH80. A espessura deste tipo de tubo é de 8,56 mm. O diâmetro externo do tubo, então, foi calculado e resultou em 0,114 metros.

Com o diâmetro interno do tubo, calculou-se a área de seção em $0,01 \text{ m}^2$. Para obter o comprimento do tubo, fez-se a divisão entre o volume reacional e a área de seção, obtendo um comprimento de 23,1 metros. Considerando o fato de que tubos comerciais têm até 6 m de comprimento, adotou-se 4 seções para que todas ficassem com o mesmo tamanho de 5,83

metros. Essas seções são unidas por conexões de 180°, formando um conjunto parecido com trocadores de calor bitubulares com diversas seções.

Como o escoamento em um PFR é anular, deve-se descobrir o espaço anular entre a parede externa do tubo interno e a parede interna do tubo exterior, correspondente à camisa de aquecimento.

O cálculo do coeficiente convectivo interno é o mesmo que o realizado para trocadores de calor casco e tubos. Nesse caso, faz-se uma média entre as propriedades dos reagentes e produtos que passam internamente aos tubos, de acordo com as propriedades estimadas com o simulador de processos nas condições de composição, temperatura e pressão de cada corrente. Na Tabela I.12 encontram-se as propriedades e os resultados dos cálculos para o fluido interno.

Tabela I.11 – Cálculo do coeficiente convectivo interno do PFR.

Variável	Valores
Viscosidade (Pa.s)	0,00012
Condutividade (W/m.K)	0,456
Prandtl	0,86
Re_i	196716,21
Nu_i	372,93
h_i	1752,57

Fonte: Autores.

Para escoamento anular, tem-se a Equação geral I.37 desmembrada para melhor entendimento na Equação I.38 e I.39.

$$h = \frac{Nu \cdot k}{D_{ext} - D_{int}} \quad (I.37)$$

$$D_{int,e} = \frac{1}{h_o} \cdot Nu \cdot k + D_{ext,i} \quad (I.38)$$

$$D_{int,e} = \left(\frac{A \cdot DTML}{Q} - \frac{1}{h_i} \right) \cdot k \cdot 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} + D_{ext,i} \quad (I.39)$$

Os dados necessários para o cálculo do diâmetro interno encontram-se na Tabela I.12.

O DTML é a diferença entre a temperatura do vapor, de 250°C e da temperatura da mistura, de 220°C. O calor é retirado do simulador de processos e a área de troca térmica é calculada conforme a Equação I.40, onde L é comprimento do tubo e $D_{ext,i}$ é o diâmetro externo do tubo interno.

$$Área = \pi \cdot L \cdot D_{ext,i} \quad (I.40)$$

Tabela I.12 – Cálculo do diâmetro externo do tubo interno.

Variável	Valores
Área (m ²)	8,37
DTML (°C)	30
Q (kJ/h)	1035767,03
h_i (W/m ² ·C)	1752,568
Condutividade (W/m.K)	0,62
Prandtl	1,36
$D_{ext,i}$ (m)	0,114

Fonte: Autores.

A Equação I.39 é utilizada inicialmente com um chute de Reynolds igual a 10000, considerando um regime turbulento. Com base no resultado do $D_{int,e}$, calculava-se um novo Reynolds. Foram feitas 4 iterações, até o resultado de 0,1413 metros de $D_{int,e}$.

I.5 LEITO DE CARVÃO

Os leitos de carvão estão presentes na área 100. O cálculo do P-101 será demonstrado para fins de exemplificação.

No P-101, para a utilização dos parâmetros, considera-se que a frutose e glicose estão solubilizadas. Além disso, apesar de impurezas como substâncias colorantes, HMF, monoanidrido e sólidos ficarem retidos no leito, as quantidades não são consideradas no balanço, por serem em quantidades mínimas de ppm e ppb.

Em um primeiro momento, determina-se a capacidade de adsorção do adsorvente. Para isso, são necessárias as Equações I.41 e I.42 abaixo. Como o fluxo de entrada é prioritariamente composto de frutose e água, em ambos os leitos, considera-se a densidade da mistura como sendo 1067 kg/h. O fluxo total de entrada é 20,97 ton/h e o fluxo de adsorbato é o fluxo de HMF retido, correspondente à 0,0000299 ton/h.

$$Q = \frac{\dot{m}}{\rho_{mistura}} \quad (I.41)$$

$$Ci = \frac{\dot{m}_{adsorbato}}{Q} \quad (I.42)$$

A vazão volumétrica (Q) resultou em 19.654,87 L/h e a concentração inicial de adsorbato (C_i) em 1,52 mg/L. A concentração final de adsorbato (C_f) é 0,015 mg/L, considerando que 99% deste foi adsorvido pelo leito em relação à concentração inicial.

A capacidade de adsorção do adsorvente, pode ser obtida por meio do balanço de massa,

onde V é o volume da solução, C_o é a concentração inicial do adsorbato na fase líquida, C_e é a concentração do adsorbato no equilíbrio e m é a massa de adsorvente. Para o cálculo de massa de carvão ativado, considera-se 2,7% dos sólidos secos de carvão ativado em relação aos sólidos da solução aquosa e um tempo de 24 horas de adsorção, conforme dados da patente US5230742. Para esses cálculos, utilizam-se as Equações I.43 e I.44.

$$m_{CAG} = 0,027 \cdot m_{ss} \cdot 24 \quad (I.43)$$

$$Q_e = \frac{(C_o - C_e) \cdot V}{m_{CAG}} \quad (I.44)$$

As Equações de I.45 à I.49 são utilizadas para dimensionamento. Com a velocidade o fluxo mássico da mistura e a vida útil da coluna de carvão ativado, calcula-se o volume de solução tratada no período correspondente. Para encontrar o volume de CAG da coluna, utiliza-se a taxa volumétrica e o volume tratado. A velocidade de fluxo superficial, por sua vez, é determinada em 15 m/h e utilizada para encontrar a área da coluna em planta.

$$TV = \frac{Q_e \cdot \rho_{CAG}}{C_o - C_e} \quad (I.45)$$

$$V_{tratado} = Q \cdot t \quad (I.46)$$

$$V_{CAG} = \frac{V_{tratado}}{TV} \quad (I.47)$$

$$A_c = \frac{Q}{FS} \quad (I.48)$$

$$H = \frac{V_{CAG}}{A_c} \quad (I.49)$$

A massa específica aparente do carvão ativado, nas condições presentes, é aproximadamente 1400 g/L. Com isso, a taxa volumétrica resultou em 194,38 $L_{filtrado}/L_{carvao}$ e o volume a ser tratado pela coluna foi 471.716,8 L. Como o volume de carvão ativado resultou em 2,43 m³, e a área da coluna em 2,62 m², pôde-se obter uma coluna com 0,93 metros de altura e 1,8 metros de diâmetro.

I.6 DIMENSIONAMENTO DO SECADOR

O método de cálculo do secador foi descrito por McCabe, Warren L; Smith, Julian C; Harriott (1993).

O TBU de 30,5°C é encontrado com base na umidade relativa e absoluta de ar seco, sendo 84% e 0,01463 lb água/lb ar seco, respectivamente.

Uma unidade de transferência de calor (N_t) é a seção ou parte do equipamento em que a mudança de temperatura em uma fase é igual à força motriz média nessa seção. O N_t considerado nesse caso foi de 1,5 e é utilizada, para o cálculo, a Equação I.50, onde T_{hb} é a temperatura do ar quente de saída, de 71°C, T_{wb} a temperatura de bulbo úmido, de 30,51°C e T_{ha} a temperatura de ar quente na entrada.

$$N_t = \ln \left(\frac{T_{hb} - T_{wb}}{T_{ha} - T_{wb}} \right) \quad (\text{I.50})$$

A temperatura de ar quente na entrada (T_{ha}) resultou em 39,54°C. Sabe-se que o sólido não pode sair a uma temperatura mais alta do que a temperatura do ar na saída do secador. Um critério de razoabilidade do resultado é confirmar se o conjunto umidade absoluta e TBS do ar na saída do secador resulta na mesma TBU encontrada na entrada do secador, que seria a condição necessária para a secagem adiabática. Dessa forma, a temperatura do sólido, apesar de poder atingir os 54 °C, é limitada ao valor máximo da TBS do ar na saída. No entanto, a temperatura do sólido na saída deve ser tal que a umidade absoluta do ar úmido na saída seja igual à umidade absoluta nas condições de TBS e TBU estabelecidas. Aplicando-se o método da bissecção, encontra-se uma temperatura de aproximadamente 35,82 °C.

Para o cálculo do diâmetro, é necessário saber os calores específicos, o teor de umidade inicial e o final. Os calores específicos do líquido, vapor e sólido, bem como o calor latente da água estão dispostos na Tabela I.13 e foram retirados do simulador.

Tabela I.13 – Dados para o cálculo

Variáveis	Valores
$L_{H_2O}(kJ/kg)$	2407,54
$C_{p,V}(kJ/kg)$	1,88
$C_{p,L}(kJ/kg)$	4,18
$C_{p,S}(kJ/kg)$	1,34

Fonte: Autores.

A umidade inicial (X_a) é definida pela corrente de entrada no secador, resultando em 0,4476% de água na composição, e a umidade de saída (X_b) é a porcentagem de umidade necessária ao final da secagem, ou seja, 0,07%. A massa de água evaporada (m_V) é, então, a quantidade total de massa na entrada do secador, multiplicada pela diferença entre a umidade inicial e final da secagem, resultando em 33,94 kg/h de água evaporada.

Primeiramente, foi calculado o calor transferido para os sólidos, líquidos e vapores, que vem do resfriamento do gás. Para isso, deve-se calcular a Equação I.51, que representa a razão entre o calor total e a massa total de sólidos. A temperatura de entrada de sólidos ($T_{e,S}$) é 30°C.

$$\frac{q_t}{m_s} = C_{p,S} \cdot (T_{max} - T_{e,S}) + X_a \cdot T_{e,S} \cdot (TBU - T_{e,S}) \cdot (X_a - X_b) \cdot L_{H20} + X_b \cdot T_{e,S} \cdot (T_{max} - TBU) + (X_a - X_b) \cdot C_{p,V} \cdot T_{ha} - TBU \quad (I.51)$$

A Equação I.51 resultou em 16,96 kJ/kg. Multiplicando o resultado pela massa total de sólidos correspondente à 8989 kg/h, tem-se um calor de 152417,89 kJ/h. Posteriormente foi calculada a massa de ar necessária, que resultou em 3574,45 kg/h, conforme a Equação I.52.

$$\dot{m}_g = \frac{q_T}{(1 + H_b) \cdot C_{p,S} \cdot (T_{h,b} - T_{h,a})} \quad (I.52)$$

A umidade de ar na saída H_s resultou em 0,024 lb água/lb ar seco e é representada pela Equação I.53.

$$H_s = H_b + \frac{m_V}{m_g} \quad (I.53)$$

A área transversal é calculada com base no $G_{mín}$ de 2000 kg/m²h (McCabe, Warren L; Smith, Julian C; Harriott, 1993). O fluxo mais lento de ar foi escolhido para evitar que os cristais sejam carregados em excesso. As equações I.54, I.55 e I.56 são utilizadas para cálculo da área transversal, diâmetro e largura do secador, respectivamente.

O DTML utilizado para o cálculo é 34,5°C, considerando a temperatura de entrada (T_{ha}) e saída de ar quente (T_{hb}), bem como a temperatura de bulbo úmido, de acordo com a Equação I.9.

$$A_t = \frac{m_g}{G_{min}} \quad (I.54)$$

$$D = \left(\frac{4 \cdot A_t}{\pi} \right)^{0,5} \quad (I.55)$$

$$L = \frac{q_t}{0,125 \cdot \pi \cdot D \cdot G^{0,67} \cdot DTML} \quad (I.56)$$

A área transversal do secador resultou em 1,79 m², o diâmetro resultou em 1,51 m e o comprimento em 5,77 m.

I.7 DIMENSIONAMENTO DOS CRISTALIZADORES

Os cristalizadores, estão presentes na área 100 para a formação dos cristais de frutose e na área 300 para a purificação do DMFD.

A carga total do cristalizador é a soma da entrada vinda da evaporação e a quantidade de cristais sementes formada após a cristalização, em ton/h. Como a densidade do masecuite

é 1200, definido pelo simulador de processos, pode-se calcular a carga em m³/h. O tempo de cristalização está na faixa recomendada segundo às patentes US5230742 e WO 2013/191942 Al utilizadas.

Tabela I.14 – Dados para o dimensionamento dos cristalizadores.

Variável	K-101	K-301
Densidade massequite (kg/m ³)	1200,00	230,96
Fluxo mássico (kg/h)	6218,00	5182,99
Carga (m ³ /h)	5,18	22,24
Tempo (h)	40	3

Fonte: Autores.

O processo de cristalização da Área 1 é semicontínuo, ou seja, são necessários alguns cristalizadores em paralelo para que sempre haja um ciclo de carga, crescimento de cristais e descarga. O cálculo utilizado foi análogo à definição do número de dornas para um bioprocessamento semicontínuo.

O cristizador utilizado é de resfriamento com água gelada, da marca MecKey, modelo MKCL-36, possui um volume de 36 m³, dimensões 7165 x 3250 x 3833 mm e velocidade de agitação entre 0,5 e 0,8 rad/min, conforme Anexo C.

O número de cristalizadores é calculado conforme a Equação I.57, onde T é o tempo de residência e V o volume do reator.

$$N_{cristalizadores} = 2 + \frac{Carga \cdot T}{V} \quad (I.57)$$

Assim, tem-se 8 cristalizadores na Área 1 e 4 cristalizadores na Área 300.

I.8 DIMENSIONAMENTO DOS TANQUES DE ARMAZENAMENTO

O dimensionamento dos tanques de armazenamento e mixers é realizado com base no fluxo volumétrico multiplicado pelo tempo de residência, considerando um volume de 25% de segurança e quando há a necessidade de mais um tanque.

O catálogo presente no Anexo U apresenta a relação de volume com as alturas e diâmetros correspondentes.

O tanque utilizado para armazenamento de cristal de frutose é em formato de silo e dimensionado conforme Kotzur (2021). O tanque de oxigênio, por sua vez, é um tanque criogênico, escolhido por sua capacidade, de acordo com Metal Cryo (2021).

I.9 DIMENSIONAMENTO DOS EVAPORADORES

Os evaporadores, FE-101, FE-102, FE-103 e FE-104, estão presentes na Área 100 para concentrar os sólidos de açúcares e atingir a fração de sólidos requerida nos equipamentos posteriores.

Para o dimensionamento dos evaporadores, utilizou-se a área de troca térmica e a vazão, conforme o catálogo apresentado no Anexo D.

Para o FE-101, o cálculo da área de troca térmica considerou-se a vazão de saída como 22.914,69 kg/h, concentração de sólidos na entrada e na saída de, respectivamente, 0,42 e 0,60 m/m.

A partir do balanço de massa para os sólidos obteve-se a Equação I.58, e, desse modo, foi possível calcular a vazão de entrada como 32.724,10 kg/h.

$$F_1 \cdot x_{F1} = L_3 \cdot x_{L3} \quad (\text{I.58})$$

Para o cálculo do vapor retirado deve-se usar o balanço total pela Equação I.59. Dessa forma, considerou-se que a saída de vapor em cada efeito tem igual vazão. Portanto, calculou-se o vapor total como 9.809,41 kg/h, sendo assim, 3.269,80 kg/h é o valor para o vapor em cada efeito, V_1 , V_2 e V_3 .

$$F_1 = V_1 + V_2 + V_3 + L_3 \quad (\text{I.59})$$

Com isso, pode-se calcular as vazões de saída em cada efeito realizando um balanço de massa por efeito, seguindo as Equações I.60, I.61 e I.62. Assim, obteve-se para L_1 e L_2 , respectivamente, 29.454,30 kg/h e 26.184,49 kg/h.

$$L_1 = F_1 - V_1 \quad (\text{I.60})$$

$$L_2 = L_1 - V_2 \quad (\text{I.61})$$

$$L_3 = L_2 - V_3 \quad (\text{I.62})$$

A partir do balanço de massa dos sólidos para o efeito 2, pode-se calcular a concentração de saída do segundo efeito, pela Equação I.63.

$$x_{L2} = \frac{x_{L1} \cdot L_1}{L_2} \quad (\text{I.63})$$

São conhecidas a temperatura de entrada do líquido, 60 °C, a temperatura de saída do vapor no primeiro efeito, 87 °C, bem como a temperatura do vapor proveniente da caldeira, 160 °C, conforme apresentado na Tabela I.15, junto ao coeficiente de troca térmica e elevação do ponto de ebulição.

Tabela I.15 – Dados para dimensionamento do FE-101.

Variável	Valor
T_{V1} (°C)	87
T_{S3} (°C)	160
T_{F1} (°C)	60
U_3 (W/m ² °C)	2530
U_2 (W/m ² °C)	2570
U_1 (W/m ² °C)	2780
EPE_3 (°C)	5
EPE_2 (°C)	3,2
EPE_1 (°C)	2,8
EPE_{total} (°C)	11

Fonte: Autores.

O $\Delta T_{aparente}$ é calculado pela Equação I.64, resultando em 73 °C.

$$\Delta T_{aparente} = T_{S3} - T_{V1} \quad (I.64)$$

Por conseguinte, calculou-se o $\Delta T_{efetivo}$ pela Equação I.65, resultando em 63 °C.

$$\Delta T_{efetivo} = \Delta T_{aparente} - EPE_{total} \quad (I.65)$$

Para o cálculo iterativo, as temperaturas das correntes dos três efeitos foram calculadas conforme as Equações I.66 e I.67, apresentadas na Tabela I.16. Observa-se que a temperatura, T_{L3} é calculada com base na temperatura do vapor da caldeira, na Equação I.66.

$$T_{Li} = T_{Vi+1} - \Delta T_i \quad (I.66)$$

$$T_{Vi} = T_{Li} - EPE_i \quad (I.67)$$

Tabela I.16 – Temperaturas dos vapores e do líquidos para cada efeito da FE-101.

Temperatura	Valor (°C)
T_{L3}	138,58
T_{V3}	133,58
T_{L2}	112,49
T_{V2}	109,29
T_{L1}	89,80
T_{V1}	87,00

Fonte: Autores.

A partir das temperaturas de cada corrente, determinou-se a entalpia, segundo Geankoplis (1993), apresentado na Tabela I.17.

Tabela I.17 – Entalpias das correntes do FE-101.

Entalpia	Valor (kJ/kg)
h_{F1}	272,06
H_{V1}	2655,18
h_{V1}	364,30
h_{L1}	376,07
H_{V2}	2680,73
h_{V2}	431,74
h_{L2}	445,26
H_{V3}	2706,97
h_{V3}	505,79
h_{L3}	522,82
λ_0	2144,77

Fonte: Geankoplis (1993).

Com as entalpias de vapor e líquido para cada efeito, pode-se calcular as variações de entalpia na mudança de fase em cada efeito pela Equação I.68. Os resultados estão apresentados na Tabela I.18.

$$\lambda_i = H_{Vi} - h_{Vi} \quad (\text{I.68})$$

Tabela I.18 – Entalpia de transição de fase para cada efeito.

Entalpia	Valor (kJ/kg)
λ_1	2290,87
λ_2	2248,99
λ_3	2201,18

Fonte: Autores.

O balanço de energia total foi realizado a partir das entalpias e vazão mássica das correntes de líquido e vapor pelas Equações I.69 e I.70, que formam um sistema linear.

$$L_1 \cdot (\lambda_2 - h_{L1}) + L_2 \cdot (h_{L2} - \lambda_2 - H_{V3}) = L_3 \cdot -H_{V3} \quad (\text{I.69})$$

$$-F_1 \cdot \lambda_1 = L_1 \cdot (h_{L1} - \lambda_1 - H_{V2}) + L_2 \cdot (H_{V2} - h_{L2}) \quad (\text{I.70})$$

Resolvendo o sistema de equações lineares obtém-se os valores de L_2 e L_1 , sendo respectivamente, 28.824,27 kg/h e 25.719,92 kg/h.

De modo análogo às Equações I.60, I.61, I.62, pode-se calcular as novas vazões de vapor, V_1 , V_2 e V_3 , como, respectivamente, 3.899,83 kg/h, 3.104,35 kg/h e 2.805,23 kg/h. Com essas vazões de vapor, e realizando o balanço de energia total, a partir da Equação I.71, pode-se calcular a vazão necessária de vapor da caldeira para realizar a evaporação.

$$V_s = \frac{L_3 \cdot h_{L3} + V_3 \cdot H_{V3} + V_2 \cdot h_{V2} + V_1 \cdot h_{V1} - F_1 \cdot h_{F1}}{\lambda_0} \quad (\text{I.71})$$

A quantidade de calor trocado é calculado a partir do balanço de energia para o vapor dentro do trocador de calor do evaporador, conforme a Equação I.72. É válido ressaltar que o terceiro efeito é calculado utilizando-se o vapor da caldeira.

$$Q_i = V_i \cdot \lambda_i \quad (\text{I.72})$$

Com os valores calculados, Q_1 , Q_2 e Q_3 , os coeficientes de troca térmica dos trocadores de calor e as variações de temperatura em cada efeito, pode-se calcular, a partir da Equações I.73, as áreas de troca térmica.

$$A_i = \frac{Q_i}{U_i \cdot \Delta T_i} \quad (\text{I.73})$$

Os resultados de calor trocado e área requerida são apresentados na Tabela I.19.

Tabela I.19 – Calor trocado e resultado da área para cada efeito na primeira iteração para o FE-101.

Variável	Valor
$Q_3(kJ/h)$	13432064,46
$Q_2(kJ/h)$	8934000,76
$Q_1(kJ/h)$	6981646,24
$A_1(m^2)$	128,83
$A_2(m^2)$	164,86
$A_3(m^2)$	247,86

Fonte: Autores.

De modo a verificar se será necessário uma nova iteração, calculou-se a média das áreas e verificar se as mesmas estão aproximadas. O resultado da média das áreas foi 183,21 m² e fez-se necessário iniciar uma nova iteração.

Para iniciar a nova iteração fez-se um ajuste nas variações de temperatura de cada efeito a partir da Equação I.74.

$$\Delta T_{i,j+1} = \frac{\Delta T_{i,j} \cdot A_i}{A_{média}} \quad (I.74)$$

A partir dessas novas variações de temperatura, pode-se calcular os passos seguidos na iteração 1 a partir da Equação I.66. Desse modo, foram realizadas 3 iterações, até que as áreas calculadas para os três efeitos se aproximando da área média dos 3 efeitos.

Com o mesmo cálculo anterior do evaporador FE-101, foi possível calcular a área de troca térmica necessária para o FE-102 e FE-104. Portanto, os resultados dessa variável de cada efeito para os quatro evaporadores estão dispostos na Tabela I.20.

Tabela I.20 – Área de troca térmica para os evaporadores da área 100.

	Efeito 1	Efeito 2	Efeito 3
Área de troca térmica (m²)			
FE-101	183,9	183,0	181,7
FE-102	184,4	184,5	184,6
FE-104	298,0	298,9	299,6
Vapor (kg/h)			
FE-101	3905,8	3089,8	2813,9
FE-102	4733,1	4232,7	3267,7
FE-104	7307,7	6460,6	5094,6

Fonte: Autores.

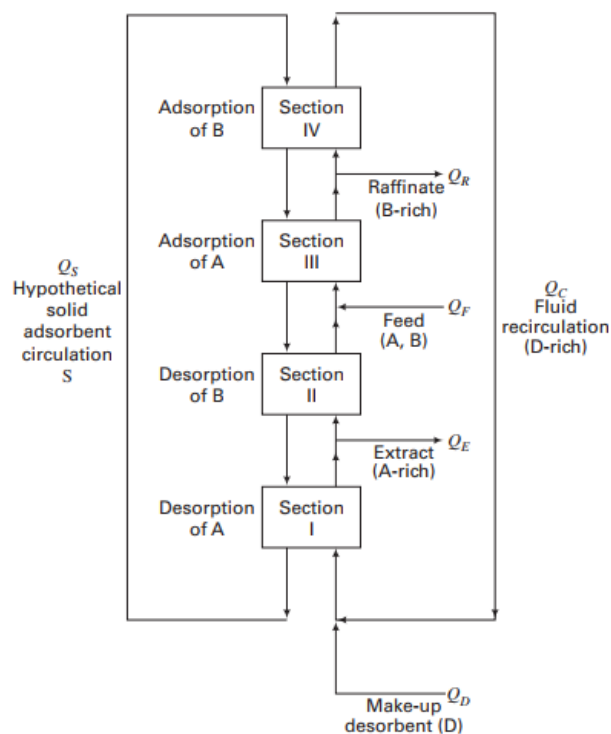
Os evaporadores FE-101A, FE-101B e FE-101C são três evaporadores iguais e estão em paralelo. Eles são evaporadores de filme ascendente, por isso, foi realizado o balanço de energia e com a vazão de vapor retirado, de 2.886,73 kg/h, pode-se selecionar o equipamento DJN-1000 com capacidade de evaporar 1000 kg/h. Assim, cada evaporador, pode retirar 962,24 kg/h de vapor, conforme apresentado no Anexo E.

I.10 DIMENSIONAMENTO DAS COLUNAS DE SEPARAÇÃO CROMATOGRÁFICA

As colunas de separação cromatográfica da da Área 100 fazem parte do sistema de leito móvel utilizado para a purificação da frutose, que é separada da mistura de glicose e polissacarídeos oriunda da mistura entre o reciclo de mel de frutose e o produto dos reatores de isomerização. A metodologia de dimensionamento das colunas segue a metodologia proposta por Seader, Henley e Roper (2016) e Nicoud (2000). A metodologia consiste em determinar parâmetros para o um leito móvel real de separação cromatográfica, prevendo uma vazão de fase sólida adsorvente. Após, calcula-se o leito móvel simulado utilizando-se as relações apresentadas na sequência deste Apêndice.

Com os dados de vazão das correntes que entram e saem do volume de controle do leito móvel simulado (SMB - Simulated Moving Bed), pode-se calcular as vazões de fase sólida (Q_S), de recirculação (Q_C) e de *make-up* de eluente (Q_D) para o sistema de separação de leito móvel real. Uma representação esquemática desse sistema pode ser acompanhada na Figura I.1. Para a determinação de tais variáveis, é necessário ter conhecimento das vazões de alimentação da mistura de açúcares (Q_F), de extrato rico em frutose (Q_E) e de refinado (Q_R). Para tal, utiliza-se dados de gravidade específica de cada corrente obtidos através da patente USOO522275A, que detalha os aspectos da separação cromatográfica de glicose e frutose (RASCHE, 1992). Os resultados para a vazão volumétrica determinada para cada corrente, considerando-se uma densidade de 983,28 kg/m³ para a água pura a 60 °C (fluido de referência), são apresentados na Tabela I.21.

Figura I.1 – Representação esquemática do leito móvel real de separação cromatográfica.



Fonte: Seader, Henley e Roper (2016)

Tabela I.21 – Correntes de entrada e saída do leito móvel simulado.

Corrente	Componentes	Vazão (t/h)	Grav. Específica	Vazão (m ³ /h)
Q_F	Frutose	5,775	1,278	18,235
	Glicose	7,424		
	Água	9,166		
	Oligômeros	0,550		
	Subtotal	22,915		
Q_E	Glicose	0,219	1,112	17,125
	Frutose	5,024		
	Água	13,482		
	Subtotal	18,725		
Q_R	Frutose	0,751	1,094	32,947
	Glicose	7,205		
	Água	26,935		
	Subtotal	35,441		

Fonte: Autores.

Com as Equações I.75, I.76 e I.77, é possível determinar as variáveis Q_S , Q_C e Q_D

supracitadas. Cabe ressaltar que para a Equação I.75 torna-se necessário o conhecimento das constantes de equilíbrio de adsorção para a glicose e a frutose - uma vez que simplifica-se o sistema, considerando que os polissacarídeos eluem da mesma forma que a glicose. Tais constantes são obtidas do trabalho de Gramblička e Polakovič (2007), sendo de 0,685 para a frutose (K_A) e 0,420 para glicose (K_B), parâmetros obtidos com a utilização de uma resina catiônica análoga à AmberLite™ CR99 Ca/320, recomendada para a separação desses açúcares (DUPONT, 2019). Além desses, fixa-se o parâmetro β como igual a 1,05, valor recomendado por Seader, Henley e Roper (2016) que garante uma boa separação entre os enantiômeros ao mesmo tempo em que mantém as vazões do sistema relativamente baixas.

$$Q_S = \frac{Q_F}{\left(\frac{K_A}{\beta}\right) - K_B \cdot \beta} = \frac{18,235}{\left(\frac{0,685}{1,05}\right) - 0,420 \cdot 1,05} = 72,252 \text{ m}^3/\text{h} \quad (\text{I.75})$$

$$Q_C = Q_S \cdot K_A \cdot \beta - Q_D = 72,252 \cdot 0,685 \cdot 1,05 - 31,837 = 20,130 \text{ m}^3/\text{h} \quad (\text{I.76})$$

$$Q_D = 17,125 + 32,947 - 18,235 = 31,837 \text{ m}^3/\text{h} \quad (\text{I.77})$$

Dadas essas vazões, é possível determinar as velocidades de escoamento das fases sólida e líquida no leito móvel real e a velocidade da fase fluida no leito móvel simulado. No leito móvel real, as fases sólida e líquida escoam em contracorrente, motivo pelo qual para a determinação da velocidade do fluido no leito móvel simulado essas duas velocidades são somadas. Assim, utiliza-se as Equações I.78 e I.79 no cálculo das velocidades do leito móvel real, as quais são somadas na Equação I.80. Esse cálculo é feito tomando-se a velocidade de escoamento máxima recomendada pela patente USOO522275A, que é de 43,2 m/h. Toma-se ainda uma porosidade do leito de esferas de resina como sendo de $\varepsilon = 0,382$, valor reportado por Nobre et al. (2016) para uma resina análoga à utilizada. Fixando-se a velocidade e variando a área de seção transversal, chega-se ao valor de 3,944 m², relativo a colunas de separação com diâmetro de 2,24 m de diâmetro.

$$u_{f,TMB} = \frac{Q_C}{(A_{\text{seção}} \cdot \varepsilon)} \quad (\text{I.78})$$

$$u_{s,TMB} = \frac{Q_S}{(A_{\text{seção}} \cdot \varepsilon)} \quad (\text{I.79})$$

$$u_{f,SMB} = u_{s,TMB} + u_{f,TMB} \quad (\text{I.80})$$

Determinado o diâmetro, parte-se para a determinação da altura das colunas. A estratégia geral para a determinação da altura consiste em utilizar os dados da patente USOO522275A para a queda de pressão total através de cada leito, dado com o qual determina-se suas alturas

com base na queda de pressão por unidade de metro, determinada de acordo com a metodologia proposta por Nicoud (2000). De acordo com o autor, para os fluxos laminares encontrados em colunas de separação cromatográfica, pode-se utilizar a Equação de Kozeny-Carman para encontrarmos a queda de pressão por unidade de comprimento do leito, a qual é representada na Equação I.81.

$$\frac{\Delta P}{L} = h_K \cdot \frac{36}{d_p^2} \cdot \left(\frac{1 - \varepsilon}{\varepsilon} \right)^2 \cdot \mu \cdot v \quad (\text{I.81})$$

Nessa equação, utiliza-se o valor recomendado de 4,5 para o fator de Kozeny-Carman, h_K . O diâmetro das partículas de resina é considerado como $315 \mu\text{m}$, valor reportado pela fabricante DuPont (2019). Para o parâmetro de viscosidade, utiliza-se a do eluente (água) na temperatura de operação do sistema, a 60°C , o que resulta num valor de $4,66 \text{ cP}$. A velocidade v é determinada através dos dados de vazão e área transversal da coluna, através da Equação I.83. A vazão Q_{SMB} presente nessa expressão é calcula pela Equação I.82, que reúne as vazões anteriormente determinadas.

$$Q_{SMB} = Q_C + \left(\frac{\varepsilon}{1 - \varepsilon} \right) \cdot Q_S + Q_D = 97,074 \text{ m}^3/\text{h} \quad (\text{I.82})$$

$$v = \frac{Q_{SMB}}{3600 \cdot A_{\text{seção}} \cdot \varepsilon} = 0,0178 \text{ m}^3/\text{h} \quad (\text{I.83})$$

Substituindo os valores na Equação I.81, encontra-se uma queda de pressão de $35661,360 \text{ Pa/m}$. Sabendo que a queda de pressão através de uma coluna, de acordo com a recomendação da patente USOO522275A é de 413685.6 Pa , chega-se a uma altura de $11,6 \text{ m}$ para cada uma das quatro colunas que compõem o conjunto do leito móvel simulado. O tempo de *switch*, isto é, o período decorrido para cada ciclo do leito móvel simulado é calculado com sendo de $23,6$ minutos, de acordo com a Equação I.84.

$$t_{\text{switch}} = \frac{H_{\text{Coluna}}}{u_{s,TMB}} \cdot 60 = 23,6 \text{ min} \quad (\text{I.84})$$

I.11 DIMENSIONAMENTO DAS COLUNAS DE DESTILAÇÃO

Assim como os balanços de massa e energia das Áreas 200, 300 e 400, o dimensionamento das colunas de destilação foi realizado com o auxílio de um simulador de processos, haja vista a necessidade de geração de dados relativos à hidráulica das colunas. Assim, uma vez definido o diâmetro da coluna, o tipo de interno e as especificações básicas de seu projeto mecânico, é possível verificar através das simulações, para cada estágio das colunas, o afastamento de condições operacionais desfavoráveis (*flooding*, *weeping*, estrangulamento do *downcomer*,

etc.), o que garante, em tese, o correto dimensionamento preliminar das colunas.

Após definir as variáveis das colunas - balanços de massa, estágio de alimentação, re-fluxo, tipo de refeedor, etc. - foi possível gerar, estágio a estágio, dados de vazão de líquido e vapor. Além disso, a simulação também fornece dados de propriedades como tensão superficial e densidade, necessários para a estimativa da área de seção transversal da coluna.

Seguindo a metodologia proposta por Kister (1992) para o dimensionamento de colunas de pratos, escolhe-se os estágios com maiores vazões de líquido e vapor nas seções de retificação e esgotamento para servirem de base para o dimensionamento preliminar da coluna. A identificação desses estágios é feita a partir da análise da tabela de vazões e propriedades gerada pelo simulador de processos. Tendo esses estágios como base, parte-se para os cálculos que fornecerão as primeiras estimativas de área. Assim, utiliza-se primeiramente a Equação I.85 para a determinação do fator de Souders e Brown (C_{SB}), que é utilizado na correlação de Fair, representada na Equação I.86, para o cálculo da velocidade de inundação da coluna. Os dados de densidade são retirados das estimativas fornecidas pelo simulador de processos, assim como o dado de tensão superficial do líquido σ . As medidas adotadas para o diâmetro de furos (dh), altura entre os pratos (S) e altura de espuma (hct) derivam de recomendações do simulador de processos, sob as quais subjazem correlações empíricas que fornecem esses dados.

$$C_{SB} = 0,144 \cdot \left(\frac{dh^2 \cdot \sigma}{\rho_L} \right)^{0,125} \cdot \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,1} \cdot \left(\frac{S}{hct} \right)^{0,5} \quad (I.85)$$

$$u_f = C_{SB} \cdot \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}} \quad (I.86)$$

Considerando a velocidade de inundação, estima-se a área ativa dos pratos através da Equação I.87, a qual leva em consideração a vazão de vapor Q_V , a velocidade u_f e os fatores m e SF . O fator m é fixado em 0,8 para que a coluna opere com uma velocidade de vapor a 80% da condição de inundação. Arbitra-se um valor de 0,9 para o fator SF , a fim de simplificar os cálculos.

$$A_N = \frac{Q_V}{SF \cdot m \cdot u_f} \quad (I.87)$$

Para obtermos a área de seção transversal completa de cada seção, soma-se ainda as áreas relativas aos *downcomers*, quando presentes. Nesse caso, utiliza-se as vazões de líquido e a recomendação de fluxo de 100 gpm/ft² dada por Kister (1992). Com isso, calcula-se a área dos *downcomers* com a Equação I.88. Somando as áreas ativa e do *downcomer*, obtém-se a área transversal completa de cada seção da coluna, como dado pela Equação I.89. Extraindo-se o diâmetro de cada seção, compara-se a diferença relativa entre cada uma. Caso esta seja de 20% ou mais, considera-se diferentes diâmetros para cada seção. Do contrário, opta-se pelo maior diâmetro e parte-se para a otimização dos parâmetros de projeto no simulador.

$$A_D = \frac{Q_L}{100 \text{ gpm/ft}} \quad (\text{I.88})$$

$$A_T = A_N + A_D \quad (\text{I.89})$$

Caso haja presença de sólidos ou substâncias altamente incrustantes, como no caso das colunas da Área 200 pelas quais passam huminas e sais, opta-se pela utilização de pratos perfurados sem *downcomer*, reconhecidos pela sua capacidade "autolimpante". Para esses casos, faz-se uma estimativa de área de seção considerando o tamanho de área do prato perfurado necessária para que o líquido escoe para o estágio inferior, ao invés de dimensionar uma área reservada para o *downcomer*.

Uma vez dadas as estimativas para os diâmetro das colunas, parte-se para o simulador para avaliar se os parâmetros de projeto considerados satisfazem às restrições de operação das colunas. Para adequar os parâmetro de forma que não ocorram fenômenos indesejados como *weeping*, *flooding*, estrangulamento do *downcomer*, entre outros, ajusta-se o diâmetro, número de furos, espaçamento entre pratos e largura do *downcomer* até a simulação apontar que cada estágio está dentro das condições recomendadas.

Outra variável importante para o dimensionamento é a altura da coluna. Essa pode ser determinada a partir da multiplicação do número de estágios dentro da coluna pelo espaçamento entre os estágios, tendo-se o cuidado de observar igual espaçamento acima do primeiro e abaixo do último prato dentro da coluna. É importante ter cuidado para não contabilizar estágios correspondentes ao refeedor e ao condensador como se estivessem dentro da coluna, pelo que é necessário especificar o tipo usado em cada situação. Considerando o exposto nesta seção, os resultados para o dimensionamento das colunas de destilação são apresentados na Tabela I.22. As letras R e C denotam o tipo de refeedor (com C representando o tipo chaleira) e condensador (P, parcial, e T, total) utilizados.

Tabela I.22 – Dimensionamento das colunas de destilação.

(continua)

Coluna	N_E	$E_{Alim.}$	R	C	Refluxo (mol/mol)	D:F (mol/mol)	Seção	Interno	Espaçamento/ HETP (m)	Diâmetro (m)	Altura (m)
T-201	10	8	C	P	2,35	0,338	R	Prato Perfurado C/ Downcomer	0,610	0,629	5,486
							E	Prato Perfurado S/Downcomer	0,610	0,629	
T-202	36	23	C	P	2,60	0,479	R	Prato Perfurado C/ Downcomer	0,610	0,654	21,336
							E	Prato Perfurado S/Downcomer	0,610	0,654	
T-203	50	25	C	T	5,00	0,600	R	Prato Perfurado C/ Downcomer	0,610	1,100	30,480
							E	Prato Perfurado S/Downcomer	0,610	1,100	
T-204	20	10	C	T	1,00	0,918	R	Prato Valvulado Flexitray AO	0,610	2,000	12,192
							E	Prato Perfurado S/Downcomer	0,610	2,000	
T-205	38	37	C	T	1,00	0,818	R	Prato Valvulado Flexitray AO	0,610	1,600	23,165
							E	Prato Valvulado Flexitray AO	0,610	1,600	
T-206	30	5	C	T	3,00	0,387	R	Prato Valvulado Flexitray AO	0,610	0,700	18,288
							E	Prato Valvulado Flexitray AO	0,610	0,700	
T-207	30	25	C	T	3,00	0,719	R	Prato Valvulado Flexitray AO	0,610	1,500	18,288
							E	Prato Valvulado Flexitray AO	0,610	2,100	
T-208	30	17	C	P	1,80	0,972	R	Prato Valvulado Flexitray AO	0,610	1,000	17,678
							E	Prato Valvulado Flexitray AO	0,610	1,000	
T-209	40	39	C	P	18,09	0,609	R	Prato Valvulado Flexitray AO	0,610	1,000	23,774
							E	Prato Valvulado Flexitray AO	0,610	1,000	
T-210	30	29	C	P	6,00	0,191	R	Prato Valvulado Flexitray AO	0,305	0,500	8,839
							E	Prato Valvulado Flexitray AO	0,305	0,500	

Tabela I.22 – Dimensionamento das colunas de destilação.

(conclusão)

Coluna	N_E	$E_{Alim.}$	R	C	Refluxo (mol/mol)	D:F (mol/mol)	Seção	Interno	Espaçamento/ HETP (m)	Diâmetro (m)	Altura (m)
T-301	14	8	C	P	5,08	0,146	R	Prato Perfurado C/ Downcomer	0,610	0,880	7,925
							E	Prato Perfurado S/Downcomer	0,610	0,880	
T-302	18	8	C	P	1,50	0,051	R	Anéis de Pall	0,500	0,500	8,500
							E	Anéis de Pall	0,500	0,500	
T-303	18	10	C	T	0,25	0,901	R	Prato Valvulado Nutter	0,813	0,850	12,128
							E	Recheio	0,500	0,850	
T-304	17	13	C	T	12,00	0,363	R	Anéis de Pall	0,500	0,200	8,500
							E	Anéis de Pall	0,500	0,200	
T-305	19	9	C	T	0,07	0,961	R	Prato Perfurado C/ Downcomer	0,610	0,700	11,582
							E	Prato Perfurado S/Downcomer	0,610	0,700	
T-306	22	13	C	T	1,82	0,919	R	Anéis de Pall	0,570	0,650	11,460
							E	Anéis de Pall	0,450	0,650	
T-307	17	12	C	T	0,55	0,899	R	Prato Perfurado C/ Downcomer	0,813	0,943	12,802
							E	Prato Perfurado S/Downcomer	0,610	0,943	
T-308	15	5	C	T	1,00	0,189	R	Recheio	0,500	0,400	10,628
							E	Prato Perfurado S/Downcomer	0,813	0,400	
T-401	15	7	C	T	2,00	0,710	R	Prato Perfurado C/ Downcomer	0,610	1,000	9,150
							E	Prato Perfurado S/Downcomer	0,610	1,000	
T-402	29	14	C	T	1,00	0,820	R	Anéis de Pall	0,500	0,300	14,500
							E	Anéis de Pall	0,500	0,300	

APÊNDICE J – INSTALAÇÕES DE VAPOR

Seguindo a metodologia proposta por Macintyre (2010), elabora-se um *layout* para as linhas de vapor, de forma que se estabeleçam segmentos com comprimento e conexões conhecidas. A definição de um *layout* é importante porque permite que conheçamos as quantidades de vapor transportadas em cada segmento, informação sem a qual não é possível realizar o dimensionamento quanto à área de seção da tubulação. Seguindo a recomendação da referência supracitada, faz-se uma distinção entre linhas *principais* e as demais. Considera-se as linhas principais como sendo as mais longas, das quais derivam tubulações menores que abastecem os equipamentos consumidores de vapor.

Feita a distinção entre linhas principais e secundárias, pode-se aplicar os métodos de dimensionamento propostos para cada classificação. Para as linhas secundárias, faz-se o dimensionamento quanto à área de seção considerando o critério da velocidade. Ou seja, para cada segmento classificado como tal, toma-se a vazão volumétrica e uma velocidade de escoamento recomendada para determinar o diâmetro interno mínimo da tubulação. Considerou-se o valor de referência para a velocidade de escoamento como sendo de 30 m/s. Sendo assim, utilizou-se a Equação J.1 para a determinação do diâmetro interno mínimo, com o qual se se parte para seleção de diâmetro comercial da tubulação e, por conseguinte, para a determinação da velocidade real de escoamento com a forma rearranjada da mesma expressão. O volume específico do vapor é representado pela variável γ (m³/kg), cujos valores são obtidos de tabelas de vapor saturado.

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot \dot{m} \cdot \gamma}{v \cdot \pi}} \quad (\text{J.1})$$

Já as linhas principais são dimensionadas de acordo com o critério da perda de carga. Nesse caso, considera-se um valor de perda de carga aceitável ao longo do ramal principal, assim como um percentual que corrige o comprimento equivalente da tubulação (devido a perdas de pressão de acessórios e de atrito da tubulação). Considera-se um valor de queda de pressão de até 0,5 kgf/cm² como perda de carga admissível e uma correção de 25%, ou seja, considera-se o comprimento equivalente da tubulação como sendo igual ao comprimento real multiplicado por 1,25. Com o comprimento equivalente e a perda de carga aceitável, calcula-se a variável J, dada em kgf/cm² por 100 m, utilizada para o cálculo do diâmetro da tubulação de acordo com a Equação J.2.

$$D = \sqrt[5,1]{\frac{0,029 \cdot Q^{1,95} \cdot \gamma \cdot 0,95}{J}} \quad (\text{J.2})$$

Os resultados de cálculo para o dimensionamento das linhas de cada um dos tipos vapor podem ser consultadas nas Tabelas J.1, J.2 e J.3.

Tabela J.1 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de alta pressão.

(continua)

Trecho	Tipo	Vazão (kg/h)	Vazão (m³/h)	D_{Calculado} (mm)	D_{Selecionado} (mm)	SCH	Vel. (m/s)
01 - 02	Linha total	30517,04	1480,44	194,74	202,70	Std 40	35,4
02 - 03	Linha principal	16509,92	804,90	154,12	202,70	Std 40	19,3
03 - 30	Linha principal	14621,10	611,16	147,56	154,00	Std 40	30,0
30 - 04	Linha principal	12202,00	218,97	137,84	154,00	Std 40	25,2
04 - 05	Linha principal	4371,84	64,04	93,11	102,30	Std 40	20,4
05 - 06	Linha principal	1278,51	64,04	58,19	62,70	Std 40	15,9
03 - 16	Linha de abastecimento	1888,82	94,60	62,78	77,90	Std 40	15,3
04 - 17	Linha de abastecimento	3943,43	197,51	90,71	102,30	Std 40	18,5
04 - 18	Linha de abastecimento	3886,73	194,67	90,05	102,30	Std 40	18,3
05 - 19	Linha de abastecimento	3093,33	154,93	80,34	102,30	Std 40	14,5
06 - 20	Linha de abastecimento	674,19	33,77	37,51	40,80	Std 40	19,9
06 - 21	Linha de abastecimento	604,32	30,27	35,51	40,80	Std 40	17,8
02 - 24	Linha principal	14007,11	682,88	144,73	154,00	Std 40	28,3
24 - 22	Linha principal	2185,11	108,85	71,43	77,90	Std 40	17,6
22 - 07	Linha principal	1530,45	76,56	62,39	62,70	Std 40	19,1
07 - 08	Linha principal	348,45	17,43	35,43	40,80	Std 40	10,3
08 - 09	Linha principal	232,30	11,62	30,34	35,00	Std 40	9,3
07 - 13	Linha secundária	1182,00	59,20	49,66	52,50	Std 40	21,1
13 - 14	Linha de abastecimento	358,00	17,93	27,33	35,00	Std 40	14,4
13 - 15	Linha de abastecimento	824,00	41,27	41,46	52,50	Std 40	14,7
08 - 12	Linha de abastecimento	116,15	5,82	15,57	15,80	Std 40	22,9

Tabela J.1 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de média pressão.

(conclusão)

Trecho	Tipo	Vazão (kg/h)	Vazão (m³/h)	D_{Calculado} (mm)	D_{Selecionado} (mm)	SCH	Vel. (m/s)
09 - 10	Linha de abastecimento	116,15	5,82	15,57	15,80	Std 40	22,9
09 - 11	Linha de abastecimento	116,15	5,82	15,57	15,80	Std 40	22,9
22 - 23	Linha de abastecimento	654,66	32,79	36,96	40,80	Std 40	19,3
27 - 28	Linha de abastecimento	1487,30	74,49	55,71	62,70	Std 40	18,6
27 - 29	Linha de abastecimento	1353,40	67,79	53,14	62,70	Std 40	16,9
25 - 27	Linha secundária	2840,70	142,28	76,99	77,90	Std 40	23,0
25 - 26	Linha de abastecimento	8981,30	449,84	136,89	154,00	Std 40	18,6
24 - 25	Linha secundária	11822,00	592,12	157,06	202,70	Std 40	14,1
30 - 31	Linha de abastecimento	2419,10	121,16	71,05	77,90	Std 40	19,6

Fonte: Autores.

Tabela J.2 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de média pressão.

(continua)

Trecho	Tipo	Vazão (kg/h)	Vazão (m³/h)	D_{Calculado} (mm)	D_{Selecionado} (mm)	SCH	Vel. (m/s)
01 - 02	Linha total	30500,67	6278,81	280,42	584,20	XS	18,09
02 - 03	Linha principal	4378,07	905,76	133,63	204,80	Std 30	21,23
03 - 04	Linha principal	4335,79	897,01	133,13	204,80	Std 30	21,03
04 - 05	Linha principal	4063,51	840,68	129,87	204,80	Std 30	19,71
05 - 06	Linha principal	1865,00	393,70	96,81	204,80	Std 30	9,23
06 - 07	Linha principal	1859,68	392,57	96,70	204,80	Std 30	9,20
07 - 17	Linha de abastecimento	929,84	201,41	91,60	102,30	Std 40	18,89
07 - 18	Linha de abastecimento	929,84	201,41	91,60	102,30	Std 40	18,89
06 - 19	Linha de abastecimento	5,32	1,15	6,93	9,20	Std 40	13,36
05 - 20	Linha de abastecimento	817,96	177,17	85,91	102,30	Std 40	16,62
05 - 21	Linha de abastecimento	1380,56	299,03	111,61	154,00	Std 40	12,38
04 - 23	Linha secundária	272,27	58,98	49,57	52,50	Std 40	21,00
23 - 22	Linha de abastecimento	82,70	17,91	27,32	35,00	Std 40	14,35
23 - 24	Linha de abastecimento	189,57	41,06	41,36	52,50	Std 40	14,62
03 - 25	Linha de abastecimento	42,28	9,16	19,53	20,90	Std 40	20,58
02 - 08	Linha principal	18645,62	3857,50	232,55	431,80	XS 30	20,34
08 - 09	Linha principal	16778,33	3541,86	224,24	431,80	XS 30	18,68
09 - 10	Linha principal	16423,78	3524,44	223,13	431,80	XS 30	18,59
10 - 11	Linha principal	7069,64	1518,68	161,69	330,20	XS 40	13,70
11 - 12	Linha principal	6459,64	1391,97	156,30	330,20	XS 40	12,55
12 - 13	Linha principal	660,00	142,82	65,39	330,20	XS 40	1,29

Tabela J.2 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de média pressão.

(conclusão)

Trecho	Tipo	Vazão (kg/h)	Vazão (m ³ /h)	D _{Calculado} (mm)	D _{Selecionado} (mm)	SCH	Vel. (m/s)
13 - 43	Linha de abastecimento	660,00	142,96	77,17	77,90	Std 40	23,12
12 - 42	Linha de abastecimento	5799,64	1256,23	228,76	254,50	Std 40	19,04
11 - 41	Linha de abastecimento	610,00	132,13	74,19	77,90	Std 40	21,37
10 - 40	Linha de abastecimento	9354,14	2026,14	290,53	303,20	Std 40	21,63
09 - 27	Linha secundária	354,55	76,80	56,56	62,70	Std 40	19,17
27 - 28	Linha secundária	265,91	57,60	48,98	52,50	Std 40	20,51
28 - 29	Linha secundária	177,28	38,40	40,00	40,80	Std 40	22,64
29 - 31	Linha secundária	88,64	19,20	28,28	35,00	Std 40	15,38
31 - 33	Linha de abastecimento	44,32	9,60	20,00	20,90	Std 40	21,57
31 - 32	Linha de abastecimento	44,32	9,60	20,00	20,90	Std 40	21,57
29 - 35	Linha de abastecimento	44,32	9,60	20,00	20,90	Std 40	21,57
29 - 34	Linha de abastecimento	44,32	9,60	20,00	20,90	Std 40	21,57
28 - 37	Linha de abastecimento	44,32	9,60	20,00	20,90	Std 40	21,57
28 - 36	Linha de abastecimento	44,32	9,60	20,00	20,90	Std 40	21,57
27 - 39	Linha de abastecimento	44,32	9,60	20,00	20,90	Std 40	21,57
27 - 38	Linha de abastecimento	44,32	9,60	20,00	20,90	Std 40	21,57
08 - 26	Linha de abastecimento	1867,29	404,46	129,80	154,00	Std 40	16,74
02 - 14	Linha principal	7476,97	1546,87	163,97	330,20	XS 40	13,95
14 - 15	Linha principal	7108,31	1470,60	160,83	330,20	XS 40	13,26
15 - 16	Linha principal	7108,31	1500,54	161,47	330,20	XS 40	13,53
16 - 47	Linha de abastecimento	4799,31	1039,55	208,10	254,50	Std 40	15,75
16 - 46	Linha de abastecimento	2309,00	500,14	144,34	154,00	Std 40	20,70

Tabela J.2 – Dimensionamento das linhas de condensado do vapor de média pressão.

(conclusão)

Trecho	Tipo	Vazão (kg/h)	Vazão (m³/h)	D_{Calculado} (mm)	D_{Selecionado} (mm)	SCH	Vel. (m/s)
14 - 45	Linha de abastecimento	368,66	79,85	57,68	62,70	Std 40	19,94

Fonte: Autores.

Tabela J.3 – Dimensionamento para as linhas de vapor de baixa pressão.

Trecho	Tipo	Vazão (kg/h)	Vazão (m³/h)	D_{Calculado} (mm)	D_{Selecionado} (mm)	SCH	Vel. (m/s)
01 - 02	Linha total	9380,24	6032,90	202,24	431,80	XS 30	31,76
02 - 03	Linha principal	6320,79	4626,59	178,37	431,80	XS 30	24,36
03 - 04	Linha principal	4606,52	3397,28	158,28	431,80	XS 30	17,88
04 - 05	Linha principal	713,66	526,32	77,58	204,80	Std 30	12,32
05 - 06	Linha principal	493,64	373,95	67,74	204,80	Std 30	8,75
02 - 07	Linha secundária	3059,45	2356,12	313,29	333,40	Std 40	20,81
07 - 09	Linha de abastecimento	1694,65	1305,07	233,17	254,50	Std 40	19,78
07 - 08	Linha de abastecimento	1364,80	1051,05	209,25	254,50	Std 40	15,93
03 - 10	Linha secundária	1714,27	1320,18	234,51	254,50	Std 40	20,01
10 - 11	Linha de abastecimento	1714,27	1320,18	234,51	254,50	Std 40	20,01
04 - 12	Linha secundária	3892,86	2997,94	353,40	387,30	Std 30	19,62
12 - 13	Linha de abastecimento	3892,86	2997,94	353,40	387,30	Std 30	19,62
05 - 14	Linha de abastecimento	18,57	14,30	24,41	26,60	Std 40	19,84
05 - 15	Linha de abastecimento	201,45	155,14	80,39	102,30	Std 40	14,55
06 - 16	Linha de abastecimento	493,64	380,16	125,84	154,00	Std 40	15,73

Fonte: Autores.

Para o volume de vapor gerado, calculou-se ainda a demanda de combustível queimado na caldeira. Considerou-se a coleta de todo o condensado formado durante a operação do processo em regime estacionário, o qual é encaminhado novamente à caldeira para produção do vapor. As perdas de condensado são desprezadas para fins de cálculo da demanda de combustível, uma vez que são previstos pontos de coleta para a integralidade das tubulações de vapor. Mesmo assim, é necessário prever o fornecimento de água para a caldeira, de forma a realizar a reposição da água perdida por vazamentos de vapor ou condensado, por exemplo.

Calculou-se a quantidade de energia fornecida pela caldeira através de um balanço de entalpia para o volume de controle da caldeira. Isto é, considera-se a alimentação do condensado a 125 °C e a saída do vapor saturado a 250 °C. Tomando a massa de vapor de gerada por hora como base de cálculo e as entalpias (retiradas de tabelas de vapor da empresa TLV) do líquido alimentado e do vapor gerado, chega-se à estimativa de calor fornecido dada pela Equação J.3. Desconta-se do total de vapor necessário aquele volume gerado por reevaporação do condensado, estratégia descrita no Apêndice K.

$$\begin{aligned} \dot{m}_{vapor} \cdot H_{V,250} - (\dot{m}_{L,125} \cdot h_{L,125} + \dot{m}_{makeup} \cdot h_{makeup}) = \\ 70397,94 \cdot 2801,01 - (49498,97 \cdot 525,06 + 20.898,97 \cdot 104,5) = \quad (J.3) \\ 169011359,91 \text{ kJ/h} \end{aligned}$$

Com tal volume de energia determinado, pode-se estimar a quantidade de combustível consumida pela caldeira. Utiliza-se dois combustíveis na caldeira, sendo eles o cavaco de eucalipto e as huminas geradas no processo de desidratação da frutose, separadas na coluna T-204. A utilização das huminas como combustível é motivada pelo seu poder calorífico considerável, além de ser uma alternativa para a sua destinação enquanto efluente do processo. Então, antes de determinar o a quantidade de cavacos queimada, estima-se a energia fornecida pela queima das huminas, multiplicando sua vazão mássica por seu poder calorífico inferior. Considera-se o poder calorífico da corrente de huminas como sendo semelhante ao do licor negro, devido a semelhanças na composição. Assim, considera-se o valor de 14593 kJ/kg (CARDOSO et al., 2012). Considerando-se uma eficiência de 80% para a queima na caldeira, calcula-se o calor fornecido pelas huminas pela Equação J.4.

$$\dot{m}_{huminas} \cdot PCI_{huminas} \cdot \eta_{caldeira} = 146,15 \cdot 14593 \cdot 0,8 = 1706213,56 \text{ kJ/h} \quad (J.4)$$

Para o cálculo da quantidade de cavacos, toma-se o valor calculado pela Equação J.3, descontando-se o calor fornecido pela queima das huminas. Considera-se o poder calorífico inferior do combustível como sendo de 19170 kJ/kg para cavacos com umidade de, aproximadamente, 23% (NEIVA; FURTADO; FINZER, 2018). A massa consumida de cavacos é calculada pela Equação J.5.

$$\dot{m}_{cavacos} = \frac{167305146,35}{0,8 \cdot 19170} = 10909,31 \text{ kg/h} \quad (\text{J.5})$$

Utilizando-se o dado de densidade dos cavacos fornecido por Jacinto et al. (2015), dada como 438,55 kg/m³. Com essa densidade, calcula-se o volume ocupado pela quantidade de cavacos consumida diariamente com a Equação J.6. O recebimento de cavacos é realizado diariamente, sendo que o armazém dispõe de volume suficiente para acomodar a quantidade de combustível consumida em 2 dias de operação, pelo que é necessário um volume de armazém de 1194,04 m³. Tal volume é armazenado em um galpão com moega de dimensões 4,5 m x 15 m x 20 m. Os cavacos são transportados da moega até a caldeira por uma esteira transportadora.

$$V_{cavacos} = \frac{10909,31 \cdot 24}{438,55} = 597,02 \text{ m}^3/\text{dia} \quad (\text{J.6})$$

Quanto ao projeto da caldeira, em si, optou-se por contratar uma empresa especializada para o dimensionamento e projeto detalhado do equipamento. Uma das possibilidades nesse sentido seria a contratação da empresa Bremer, a qual possui em seu portfólio a caldeira aquatubular Lignodyn, capaz de suprir a demanda de vapor nas condições de pressão necessárias e de utilizar diferentes tipos de combustíveis (BREMER, 2021).

APÊNDICE K – INSTALAÇÕES DE CONDENSADO

Para o dimensionamento das linhas de condensado, considera-se a metodologia proposta por Macintyre (2010). Uma vez considerando que o *layout* das linhas de coleta de condensado é paralelo ao das respectivas linhas de vapor, pode-se determinar a quantidade de condensado escoando em cada seção de tubulação devido ao consumo dos equipamentos. No entanto, tendo como base o dimensionamento já realizado para as linhas de vapor, é possível fazer uma estimativa do volume de condensado gerado durante o aquecimento das tubulações. Isto é, com base na massa das tubulações de vapor, temperatura final e inicial e condição do vapor, pode-se estimar a massa de condensado gerado exclusivamente pelo aquecimento das tubulações durante o startup.

Como as tubulações são constituídas de aço carbono, assume-se um valor de 0,49 kJ/kg.K para seu calor específico, valor citado por Macintyre (2010). Considera-se ainda uma temperatura inicial de 25 °C para a tubulação fria, sendo a temperatura final dada de acordo com o tipo de vapor em escoamento para cada linha. Da mesma forma, o calor latente do vapor (L), em kJ/kg, é determinado para cada um dos três tipos de vapor. O peso da seção de tubulação é dado por uma estimativa dada pela multiplicação de seu comprimento pelo peso linear da respectiva tubulação selecionada. Essas variáveis são reunidas na Equação K.1, utilizada para a determinação da massa de condensado gerada durante o período de aquecimento das tubulações.

$$Q = \frac{C \cdot P \cdot (t_f - t_i)}{L} \quad (\text{K.1})$$

O resultado da equação, dado em kg de condensado, deve ser dividido pelo período de aquecimento, em h, para que o valor seja convertido em uma vazão e combinado com o volume de condensado gerado pelo consumo dos equipamentos. Considera-se 15 min para esse período, o equivalente a 0,25 h, fator pelo qual se divide as quantidades encontradas pela Equação K.1. Para cada tipo de vapor saturado se utilizou o calor latente correspondente, portanto, empregou-se os valores de 1715,33 kJ/kg, 2031,55 kJ/kg e 2188,04 kJ/kg para as temperaturas de 250 °C, 175 °C e 125 °C, respectivamente. De acordo com cada vazão, seleciona-se o diâmetro e a inclinação da tubulação necessária para que se dê vazão ao condensado. A seleção do diâmetro adequado se dá com base na tabela disponibilizada no Anexo V, derivada de recomendações da empresa Spirax Sarco. Sendo assim, pode-se acompanhar os resultados para o dimensionamento das linhas de condensado nas Tabelas K.2, K.3 e K.4.

O condensado gerado nas linhas de vapor de alta e média pressão pode ser reaproveitado para a produção de vapor de reevaporação. Através da despressurização das correntes de líquido saturado a 175 °C e 250 °C - uma vez considerada a hipótese de troca de calor latente, apenas, e de tubulação perfeitamente isolada - é possível gerar uma quantidade de vapor em um estado de menor temperatura e pressão, correspondente àquele do vapor de baixa pressão.

Tabela K.1 – Entalpias das correntes do vaso *flash*.

Corrente	Entalpia (kJ/kg)
$\dot{m}_{L,250}$	1085,69
$\dot{m}_{L,175}$	741,15
$\dot{m}_{L,125}$	552,21
$\dot{m}_{V,125}$	2721,96

Fonte: Autores.

Tal despressurização é feita em um vaso *flash*, cuja metodologia de dimensionamento pode ser acompanhada no Apêndice I.1. Tomando-se o vaso *flash* como volume de controle, pode-se realizar o balanço de massa descrito pela Equação K.2. Utiliza-se os valores de entalpia de líquido e vapor apresentados na Tabela K.1

$$\dot{m}_{L,250} + \dot{m}_{L,175} = \dot{m}_{V,125} + \dot{m}_{L,125} \quad (\text{K.2})$$

Em que as variáveis indicam o vazão mássica, em kg/h, e os subíndices o estado físico e a respectiva temperatura das correntes que entram e saem no vaso. Ao escrever o balanço de energia para o mesmo volume de controle, chega-se à Equação K.3. Substituindo-se a Equação K.2 na K.3, obtém-se o valor da corrente de líquido saturado a 125 °C que deixa o vaso flash após a reevaporação. Usando tal valor em conjunto com o balanço global, chega-se a valor da vazão mássica de vapor saturado produzida no vaso, como indicado pela Equação K.5.

$$\dot{m}_{L,250} \cdot h_{L,250} + \dot{m}_{L,175} \cdot h_{L,175} = \dot{m}_{V,125} \cdot H_{V,125} + \dot{m}_{L,125} \cdot h_{L,125} \quad (\text{K.3})$$

$$\dot{m}_{L,125} = \frac{\dot{m}_{L,250} \cdot (h_{L,250} - H_{V,125}) + \dot{m}_{L,175} \cdot (h_{L,175} - H_{V,125})}{(h_{L,125} - H_{V,125})} = 40118,73 \text{ kg/h} \quad (\text{K.4})$$

$$\dot{m}_{V,125} = (\dot{m}_{L,250} + \dot{m}_{L,175}) - \dot{m}_{L,125} = 6657,87 \text{ kg/h} \quad (\text{K.5})$$

O condensado formado no vaso flash é combinado com aquele proveniente das linhas de coleta de condensado do vapor de baixa pressão, no que resulta um volume de 49498,97 kg/h que é direcionado ao tanque de condensado anterior à entrada na caldeira.

Tabela K.2 – Dimensionamento para as linhas de condensado de alta pressão.

(continua)

Trecho	Peso_{Linear} (kg/m)	Peso_{Trecho} (kg)	Cond. Startup (kg/h)	Cond. Operação (kg/h) (mm)	Decliv. (cm/m)	Bitola (in)
01 - 02	42,55	1383,73	355,75	20687,31	0,20	6
02 - 03	42,55	4065,87	1045,31	15926,43	0,20	5
03 - 30	28,26	771,22	198,27	12813,67	0,20	4
30 - 04	28,26	197,82	50,86	12316,43	0,20	4
04 - 05	16,08	57,49	14,78	4423,04	0,20	3
05 - 06	8,63	79,51	20,44	1306,65	0,20	2
03 - 16	11,29	694,79	178,63	2067,45	0,20	2 1/2
04 - 17	16,08	15,97	4,11	3947,54	0,20	3
04 - 18	16,08	32,16	8,27	3895,00	0,20	3
05 - 19	16,08	32,22	8,28	3101,61	0,20	3
06 - 20	4,05	7,50	1,93	676,12	0,20	1 1/2
06 - 21	4,05	22,42	5,76	610,09	0,20	1 1/2
02 - 24	28,26	2147,76	552,17	4405,13	0,20	3
24 - 22	11,29	528,26	135,81	2408,81	0,20	2 1/2
22 - 07	8,63	106,93	27,49	1616,25	0,20	2
07 - 08	4,05	114,51	29,44	388,23	0,20	1 1/4
08 - 09	3,39	23,73	6,10	241,99	0,20	1
07 - 13	5,44	16,32	4,20	1200,53	0,20	2
13 - 14	3,39	6,78	1,74	359,74	0,20	1 1/4
13 - 15	5,44	48,96	12,59	836,59	0,20	1 1/2
08 - 12	1,27	2,54	0,65	116,80	0,20	1

Tabela K.2 – Dimensionamento para as linhas de condensado de alta pressão.

(conclusão)

Trecho	Peso_{Linear} (kg/m)	Peso_{Trecho} (kg)	Cond. Startup (kg/h)	Cond. Operação (kg/h) (mm)	Decliv. (cm/m)	Bitola (in)
09 - 10	1,27	11,43	2,94	119,09	0,20	1
09 - 11	1,27	2,54	0,65	116,80	0,20	1
22 -23	4,05	8,10	2,08	656,74	0,20	1 1/2
27 - 28	8,63	107,27	27,58	27,58	0,20	1/2
27 - 29	8,63	409,84	105,37	105,37	0,20	3/4
25 - 27	11,29	338,70	87,08	220,02	0,20	1
25 - 26	28,26	208,56	53,62	53,62	0,20	3/4
24 - 25	42,55	4552,85	1170,51	1444,15	0,20	2
30 - 31	11,29	1162,87	298,97	298,97	0,20	1 1/4

Fonte: Autores.

Tabela K.3 – Dimensionamento para as linhas de condensado de média pressão.

(continua)

Trecho	Peso _{Linear} (kg/m)	Peso _{Trecho} (kg)	Cond. Startup (kg/h)	Cond. Operação (kg/h) (mm)	Decliv. (cm/m)	Bitola (in)
01 - 02	187,07	6225,69	900,96	39862,04	0,50	6
02 - 03	65,19	155,15	22,45	4941,58	0,05	4
03 - 04	65,19	1149,30	166,32	4875,75	0,05	4
04 - 05	65,19	468,72	67,83	4429,69	0,05	4
05 - 06	65,19	456,33	66,04	2151,50	0,05	3
06 - 07	65,19	1329,88	192,46	2078,13	0,05	3
07 - 17	16,08	153,40	22,20	952,04	0,05	2 1/2
07 - 18	16,08	26,21	3,79	933,63	0,05	2 1/2
06 - 19	0,63	13,96	2,02	7,34	0,05	1/2
05 - 20	16,08	32,64	4,72	822,68	0,05	2
05 - 21	28,26	49,17	7,12	1387,67	0,05	2 1/2
04 - 23	5,44	30,36	4,39	279,74	0,05	1 1/4
23 - 22	3,39	16,98	2,46	85,16	0,05	1
23 - 24	5,44	4,24	0,61	190,19	0,05	1 1/4
03 - 25	1,69	7,54	1,09	43,38	0,05	3/4
02 - 08	122,38	14482,45	2095,86	23592,32	0,50	5
08 - 09	122,38	12286,95	1778,13	19605,27	0,50	5
09 - 10	122,38	1027,99	148,77	17409,98	0,50	5
10 - 11	94,55	1481,60	214,41	7871,14	0,50	4
11 - 12	94,55	2279,60	329,90	7036,22	0,50	4
12 - 13	94,55	687,38	99,48	762,63	0,05	5

Tabela K.3 – Dimensionamento para as linhas de condensado de média pressão.

(conclusão)

Trecho	Peso_{Linear} (kg/m)	Peso_{Trecho} (kg)	Cond. Startup (kg/h)	Cond. Operação (kg/h) (mm)	Decliv. (cm/m)	Bitola (in)
13 - 43	11,29	21,79	3,15	663,15	0,05	2
12 - 42	60,29	995,39	144,05	5943,69	0,05	4
11 - 41	11,29	72,65	10,51	620,51	0,05	2
10 - 40	79,71	248,30	35,93	9390,07	0,05	5
09 - 27	8,63	317,93	46,01	417,16	0,05	3/4
27 - 28	5,44	28,45	4,12	280,80	0,05	3/4
28 - 29	4,05	21,18	3,07	186,33	0,05	3/4
29 - 31	3,39	17,73	2,57	92,92	0,05	1/2
31 - 33	1,69	5,92	0,86	45,17	0,05	1/2
31 - 32	1,69	5,92	0,86	45,17	0,05	1/2
29 - 35	1,69	5,92	0,86	45,17	0,05	1/2
29 - 34	1,69	5,92	0,86	45,17	0,05	1/2
28 - 37	1,69	5,92	0,86	45,17	0,05	1/2
28 - 36	1,69	5,92	0,86	45,17	0,05	1/2
27 - 39	1,69	5,92	0,86	45,17	0,05	1/2
27 - 38	1,69	5,92	0,86	45,17	0,05	1/2
08 - 26	28,26	165,18	23,90	1891,19	0,05	3
02 - 14	94,55	5722,17	828,10	10427,17	0,05	6
14 - 15	94,55	1549,01	224,17	9201,17	0,05	6
15 - 16	94,55	10100,02	1461,65	8977,00	0,05	5
16 - 47	60,29	2589,46	374,74	5174,05	0,05	4
16 - 46	28,26	223,25	32,31	2341,31	0,05	3

Tabela K.3 – Dimensionamento para as linhas de condensado de média pressão.

(conclusão)

Trecho	Peso_{Linear} (kg/m)	Peso_{Trecho} (kg)	Cond. Startup (kg/h)	Cond. Operação (kg/h) (mm)	Decliv. (cm/m)	Bitola (in)
14 - 45	8,63	202,03	29,24	397,90	0,05	1 1/2

Fonte: Autores.

Tabela K.4 – Dimensionamento para as linhas de condensado de baixa pressão.

Trecho	Peso_{Linear} (kg/m)	Peso_{Trecho} (kg)	Cond. Startup (kg/h)	Cond. Operação (kg/h) (mm)	Decliv. (cm/m)	Bitola (in)
01 - 02	122,38	16690,11	1495,06	11444,51	0,10	5
02 - 03	122,38	743,46	66,60	6807,23	0,10	4
03 - 04	122,38	85,67	7,67	4962,20	0,05	4
04 - 05	65,19	1788,88	160,24	962,41	0,05	2 1/2
05 - 06	65,19	954,51	85,50	580,56	0,05	2 1/2
02 - 07	94,55	560,68	50,22	3142,21	0,10	3
07 - 09	60,29	235,13	21,06	1715,71	0,05	2 1/2
07 - 08	60,29	128,12	11,48	1376,28	0,05	2 1/2
03 - 10	60,29	655,96	58,76	1778,43	0,05	2 1/2
10 - 11	60,29	60,29	5,40	1719,67	0,05	2 1/2
04 - 12	93,27	1014,78	90,90	3992,12	0,10	3
12 - 13	93,27	93,27	8,35	3901,21	0,10	3
05 - 14	2,50	1,69	0,15	18,72	0,05	1/2
05 - 15	16,08	16,08	1,44	202,89	0,10	1 1/4
06 - 16	28,26	15,85	1,42	495,06	0,10	2

Fonte: Autores.

APÊNDICE L – INSTALAÇÕES DE ÁGUA

Como exposto na seção de resultados, separou-se as instalações de água em 3 categorias, de acordo com o uso. As vazões para cada ponto de fornecimento levaram em conta o consumo de equipamentos, determinado por balanços de massa, e de acordo com recomendações com base no número de trabalhadores, para o caso da água potável. Dados os consumos em cada ponto, como descrito na seção de resultados, calculou-se o diâmetro interno mínimo para cada trecho de tubulação, considerando-se o critério da velocidade, tomada como 2,5 m/s. Selecionando-se o diâmetro interno imediatamente superior, calcula-se a velocidade real de escoamento e faz-se a escolha da bitola da tubulação.

Os cálculos de diâmetro e velocidade de escoamento podem ser feitos com diferentes arranjos da Equação 9.1. Dessa forma, apresenta-se os resultados intermediários e finais para os dimensionamentos na Tabelas L.1, L.2 e L.3.

Tabela L.1 – Resultados do dimensionamento das tubulações de fornecimento de água potável.

Trecho	Tipo	Vazão (m³/dia)	D_{Calculado} (mm)	D_{Selecionado} (mm)	Bitola	Designação	Velocidade Real (m/s)
01 - 02	Linha principal	2,64	3,94	9,20	1/4	Std 40	0,46
02 - 03	Linha de abastecimento	1,27	2,74	9,20	1/4	Std 40	0,22
02 - 04	Linha de abastecimento	1,37	2,84	9,20	1/4	Std 40	0,24
05 - 06	Linha principal	29,50	13,19	15,80	1/2	Std 40	1,74
06 - 07	Linha principal	28,46	12,95	15,80	1/2	Std 40	1,68
07 - 09	Linha principal	22,86	11,61	12,50	3/8	Std 40	2,16
06 - 12	Linha de abastecimento	1,05	2,48	9,20	1/4	Std 40	0,18
07 - 08	Linha de abastecimento	5,60	5,74	9,20	1/4	Std 40	0,97
09 - 10	Linha de abastecimento	21,60	11,28	12,50	3/8	Std 40	2,04
09 - 11	Linha de abastecimento	1,26	2,73	9,20	1/4	Std 40	0,22

Fonte: Autores.

Tabela L.2 – Resultados do dimensionamento das tubulações de fornecimento de água desmineralizada.

Trecho	Tipo	Vazão (m³/dia)	D_{Calculado} (mm)	D_{Selecionado} (mm)	Bitola	Designação	Velocidade Real (m/s)
01 - 02	Linha principal	554,97	57,20	62,70	2 1/2	Std 40	2,08
02 - 03	Linha de abastecimento	547,78	56,82	62,70	2 1/2	Std 40	2,05
02 - 04	Linha de abastecimento	7,19	6,51	9,20	1/4	Std 40	1,25

Fonte: Autores.

Tabela L.3 – Resultados do dimensionamento das tubulações de fornecimento de água abrandada.

Trecho	Tipo	Vazão (m³/dia)	D_{Calculado} (mm)	D_{Selecionado} (mm)	Bitola	Designação	Velocidade Real (m/s)
01 - 02	Linha principal	969,06	75,58	77,90	3	Std 40	2,35
02 - 03	Linha de abastecimento	501,58	54,37	62,70	2 1/2	Std 40	1,88
02 - 04	Linha de abastecimento	467,49	52,49	52,50	1/4	Std 40	2,50

Fonte: Autores.

APÊNDICE M – INSTALAÇÕES DE ÓLEO TÉRMICO

O óleo térmico é utilizado no processo para o aquecimento de equipamentos cuja temperatura excede os 250°C oferecidos pelo vapor de alta pressão. Tal situação é identificada nos reatores de polimerização do PEF, R-402 e R-403, os quais operam a uma temperatura de 280°C. Portanto, optou-se pela utilização de um sistema de circulação de óleo térmico Dowtherm A, constituído de uma mistura de hidrocarbonetos aromáticos que suporta temperaturas de até 400°C (The Dow Chemical Company, 2021). Determinou-se que a temperatura de saída do óleo após a troca térmica nos reatores seria de 285°C, sendo a temperatura de entrada de 315°C, dado que os aquecedores de fluido térmico operam com um ΔT de 20°C a 40°C (XH Mar Bethlehem, 2021).

Calculou-se a demanda de fluido térmico para aquecimento dos reatores baseado em suas respectivas demandas de calor. As taxas de transferência de calor necessárias (kJ/h), derivadas do balanço de energia realizado no simulador de processos, foram divididas pela capacidade calorífica do fluido (considerando sua temperatura média), multiplicada pela diferença de temperatura do mesmo antes e após a troca térmica. Tal racionalização de cálculo é exposta na Equação M.1, que fornece o resultado da vazão mássica de óleo necessária. A capacidade calorífica do óleo, estimada em 2,36 kJ/kg.K, também é tomada na temperatura média através de interpolação a partir dos dados disponíveis no catálogo do fluido térmico disponibilizado pelo fabricante - cujo excerto é encontrado no Anexo W. A Tabela M.1 resume as premissas de taxa de transferência de calor e os resultados para as vazões de fluido térmico.

$$\dot{m}_{fluido} = \frac{Q}{c_p \cdot \Delta T} \quad (M.1)$$

Tabela M.1 – Taxas de transferência de calor e vazões mássicas de óleo para os reatores de policondensação.

Variável	R-402	R-403
Q (kJ/h)	2236535,10	1139485,74
$\dot{m}_{\acute{o}leo}$ (kg/h)	31605,55	16102,62

Fonte: Autores.

Considerando tais vazões mássicas, é possível convertê-las em vazões volumétricas através da densidade do fluido em sua temperatura média. A partir das vazões volumétrica, é possível dimensionar as tubulações de distribuição e retorno do fluido térmico entre a fornalha de aquecimento e os reatores. Considera-se a densidade de 806,57 kg/m³, determinada pela interpolação dos dados do Anexo W na temperatura de 300 °C, chega-se às vazões volumétricas dos ramais de alimentação de fluido térmico aos reatores e à da tubulação de saída da fornalha,

por intermédio da Equação M.2. Considerando-se uma velocidade recomendada de 2,5 m/s para o escoamento do óleo, pode-se calcular o diâmetro de cada trecho de tubulação através da Equação M.3. Os resultados para o dimensionamento das seções de tubulação são fornecidos na Tabela M.2.

$$V = \frac{\dot{m}_{\text{óleo}}}{\rho} \quad (\text{M.2})$$

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot V}{3,6 \cdot \pi \cdot 2,5}} \quad (\text{M.3})$$

Tabela M.2 – Dimensionamento das tubulações de distribuição e retorno de óleo térmico.

Variável	R-402	R-403	Ramal Principal
V (m ³ /h)	39,19	19,96	59,15
D _{interno} (mm)	74,46	53,14	91,48
Schedule	40	40	40
Bitola Seleccionada (in)	3	2 1/2	4

Fonte: Autores.

O projeto detalhado da fornalha de aquecimento de óleo e periféricos, assim como para o caso da caldeira, será realizado por uma empresa especializada. No entanto, é possível destacar a possibilidade de contratação da empresa XH Mar Bethlehem, que dispõe de um modelo capaz de fornecer até 10.000.000 kcal/h com combustão de biomassa, fornecendo ΔT entre 20°C e 40°C (XH Mar Bethlehem, 2021). Um dos combustíveis recomendados pela fabricante é o próprio cavaco de eucalipto, cuja quantidade consumida pode ser calculada de maneira análoga à do Apêndice J.

Considerando os mesmos dados para o poder calorífico inferior, eficiência e densidade dos cavacos, além da demanda de calor de 3.376.020,84 kJ/h da fornalha acrescida de 10% para compensação de perdas térmicas para o ambiente, chega-se a um consumo diário de 5,81 t de cavacos, correspondentes a 13,25 m³. Devido à distância do armazém de cavacos da caldeira, opta-se pela alocação de um galpão dedicado à fornalha. Tal armazém constitui-se de uma moega de dimensões 2,5 m x 5 m x 20 m, capaz de comportar o volume de cavacos consumido pela fornalha durante 14 dias. Prevê-se a cobertura do armazém com estrutura metálica pré-moldada.

APÊNDICE N – INSTALAÇÕES DE GLP

As instalações de GLP atendem ao propósito de alimentar a fornalha que serve como refeedor da coluna de destilação T-401. A temperatura nesse refeedor chega à casa dos 360°C e, apesar da virtual possibilidade de utilização de óleo térmico, isso exigiria a instalação de mais uma fornalha de porte semelhante àquela descrita no Apêndice M. Isso porque não seria possível utilizar uma mesma fornalha para os dois casos, uma vez que isso implicaria na produção de óleo a temperaturas acima dos 360°C. Tal temperatura seria muito alta para o aquecimento dos reatores de policondensação - uma vez que a viscosidade da massa polimérica é muito alta, as porções em contato imediato com o dispositivo de troca térmica estariam muito sujeitas ao sobreaquecimento, levando a problemas como a própria degradação das cadeias poliméricas formadas.

Portanto, a fim de proporcionar o aquecimento necessário ao mesmo tempo em que se emprega um sistema relativamente compacto para o refeedor da T-401, opta-se pela instalação de uma fornalha alimentada por GLP. Esse constitui uma alternativa prática pelo seu alto poder calorífico e facilidade de armazenamento e transporte até a unidade industrial, visto que não há rede de gás natural no local de instalação da usina.

Partindo-se da taxa de transferência de calor requerida pelo refeedor da coluna, de 1023645,27 kJ/h, utiliza-se o poder calorífico inferior do GLP para determinação do volume de gás necessário por hora para a queima. De acordo com dados fornecidos pela Alfa Laval Aalborg (2021), o poder calorífico do GLP é de 46084,50 kJ/kg, considerando-se uma mistura aproximadamente equimolar de propano e butano. Utilizando-se a Equação N.1, determina-se a massa consumida de gás combustível por hora.

$$\dot{m}_{GLP} = \frac{\dot{Q}}{PCI_{GLP}} = 22,21 \text{ kg/h} \quad (\text{N.1})$$

Considerando-se uma recarga semanal de GLP, trazido por um caminhão transportador, seria necessário instalar um tanque reservatório de GLP com uma capacidade de armazenamento de pelo menos 3731,28 kg. Tal capacidade poderia ser suprida por um tanque cilíndrico horizontal do modelo LP4000, da empresa Lapesa, de dimensões 4,23 m por 1,2 m. A esse tanque, é possível acoplar um vaporizador atmosférico, modelo VA50, da mesma fabricante, o qual consegue vaporizar até cerca de 50 kg/h do combustível, cuja temperatura de saída fica na casa dos 10°C (LAPESA, 2021).

O dimensionamento da tubulação que liga o reservatório à fornalha é feito através da Equação de Weymouth, recomendada por Telles e Barros (1998) e Macintyre (2010) para tubulações de GLP. Sua formulação é descrita pela Equação N.2, em que a vazão Q é dada em ft^3/s , as temperaturas em °R, pressões em psi, o diâmetro d em polegadas e o comprimento equivalente L' em milhas. A variável γ é a densidade relativa do GLP em relação ao ar, nas

condições normais de temperatura e pressão. Os valores de vazão e densidade foram obtido através do simulador de processos utilizado para um mistura equimolar de propano e butano. Considerou-se ainda que a pressão na saída do sistema de armazenamento de GLP é de 35,25 psi, apontada pelo simulador como a pressão correspondente ao estado do GLP 100% vaporizado a 10°C, temperatura na qual o gás é aquecido no vaporizador. Para a pressão na fornalha (P_2), considera-se a atmosférica. Os dados utilizados para o cálculo são apresentados na Tabela N.1. O fator de atrito f considerado é o fator de atrito de Weymouth, definido pela Equação N.3.

Tabela N.1 – Dados utilizados no cálculo do diâmetro da tubulação de GLP.

Variável	Valor
Q (CNTP) (ft ³ /h)	334,331
T_o (°R)	491,670
P_o (psi)	14,700
T (°R)	509,670
Densidade GLP 10 °C (kg/m ³)	2,257
Densidade Ar 10 °C (kg/m ³)	1,246
γ	1,811
P_1 (psi)	35,250
P_2 (psi)	14,700
$L_{\text{tubulação}}$ (m)	52,000

Fonte: Autores.

$$Q = 18,062 \cdot \frac{T_o}{P_o} \cdot \sqrt{\frac{(P_1^2 - P_2^2) \cdot d^{5,33}}{\gamma \cdot T \cdot L'}} \quad (\text{N.2})$$

$$f = \frac{0,032}{d^{1/3}} \quad (\text{N.3})$$

O comprimento equivalente da tubulação é dado pela Equação N.4, que considera o comprimento das seções de tubulação reta e a perda de carga dos acessórios utilizados, dada em comprimento equivalente de tubulação. Tal comprimento equivalente é dado pela multiplicação do diâmetro da tubulação pelos fatores L_e/d relativos a cada acessório, dados na Tabela N.2, que reúne valores reportados pela fabricante Crane (CRANE, 1969). Substituindo as Equações N.3 e N.4 na Equação N.2, podemos ter uma estimativa do diâmetro da tubulação, através do que vem a ser a Equação N.5.

$$L' = f \cdot \frac{(L_{\text{tubulação}} + L_{\text{acessórios}})}{d} \quad (\text{N.4})$$

Tabela N.2 – Acessório na tubulação de GLP.

Acessório	Quantidade	L_e/d
Válvula Gaveta	1	8
Válvula Globo	1	340
Cotovelo 90°	2	30

Fonte: Autores.

$$d = \left(\frac{0,032 \cdot \gamma \cdot T \cdot L' \cdot Q^2}{18,062^2 \cdot (P_1^2 - P_2^2)} \cdot \frac{P_o^2}{T_o^2} \right)^{(1/6,66)} \quad (\text{N.5})$$

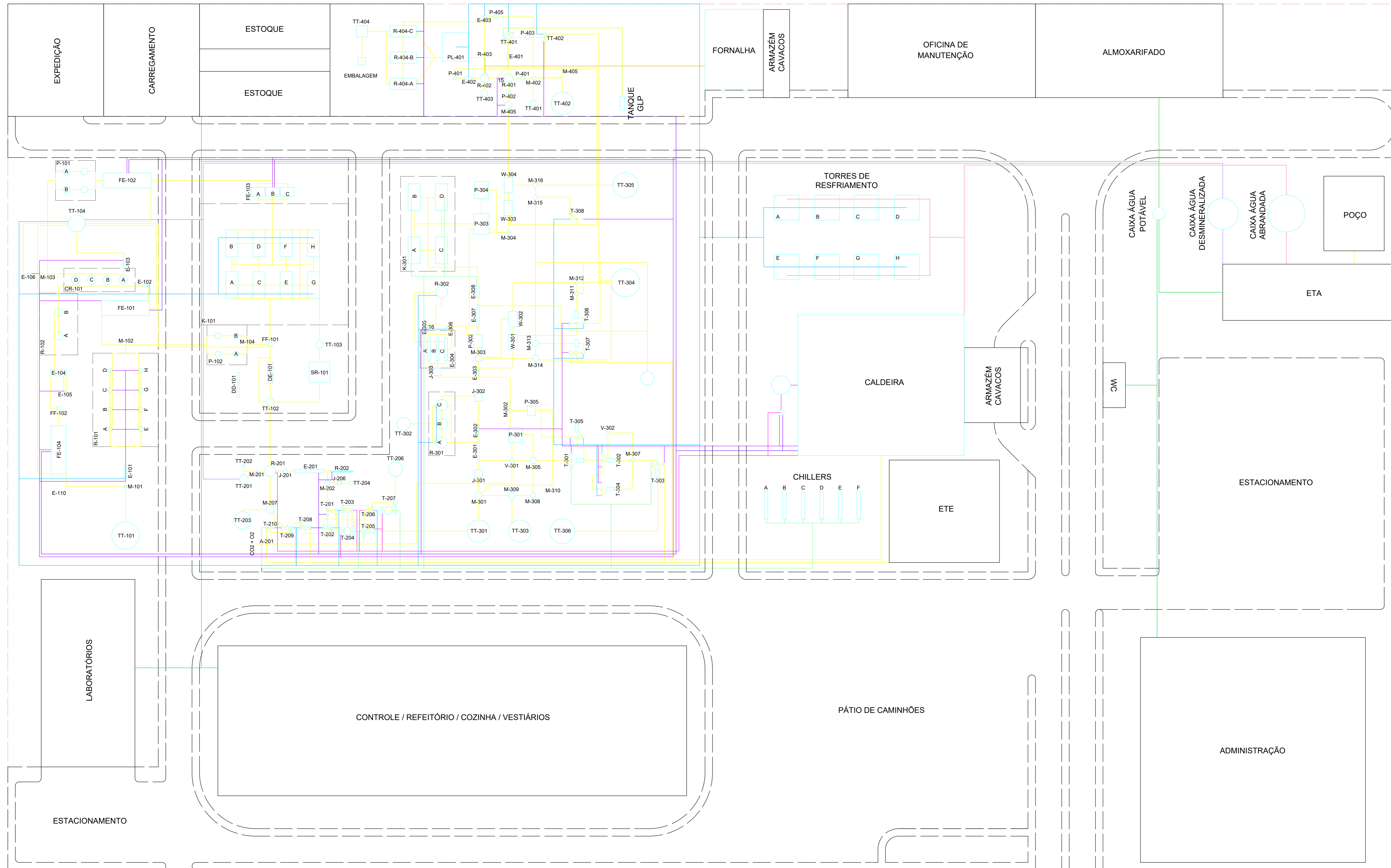
Como estimativa inicial, estabelece-se o diâmetro nominal de 2" SCH40, cujo dado de diâmetro interno é utilizado como chute inicial para definir o valor da perda de carga localizada nos acessórios. Com esse valor, calcula-se L' e faz-se a primeira estimativa para d com a Equação N.5. O diâmetro encontrado é novamente usado na determinação das perdas de carga localizadas, repetindo-se o processo. Na terceira iteração, o cálculo converge para um diâmetro interno de 0,294 in, com o qual se seleciona uma tubulação de diâmetro nominal de 1/2" considerando-se SCH40.

APÊNDICE O – INSTALAÇÕES DE OXIGÊNIO

As instalações de oxigênio tem o propósito de alimentar o reator R-301, que serve como base para a oxidação e formação do FDCA. De modo similar ao material do reator R-301, as tubulações devem ser compostas por ligas de aço inoxidável com níquel e titânio.

Além disso, a armazenagem do oxigênio será sob pressão de modo a conseguir reduzir o volume ocupado, portanto será utilizado tanques criogênico de oxigênio da MetalCryo®, com uma pressão de trabalho de 17,2 bar, os mesmos são aptos a operar com oxigênio, nitrogênio e argônio líquidos. Na indústria terão 2 tanques de 30 mil litros, com as dimensões de 2,62 m de altura e 1,75 m de raio (Metal Cryo, 2021).

- LEGENDA:**
- Equipamentos
 - Tubulações de Processo
 - Água Fria
 - Água Gelada
 - Água Potável
 - Água Desmineralizada
 - Água Abrandada
 - Vapor de Baixa Pressão
 - Vapor de Média Pressão
 - Vapor de Alta Pressão
 - Óleo Térmico
 - GLP
 - Construções
 - Vias
 - Terreno



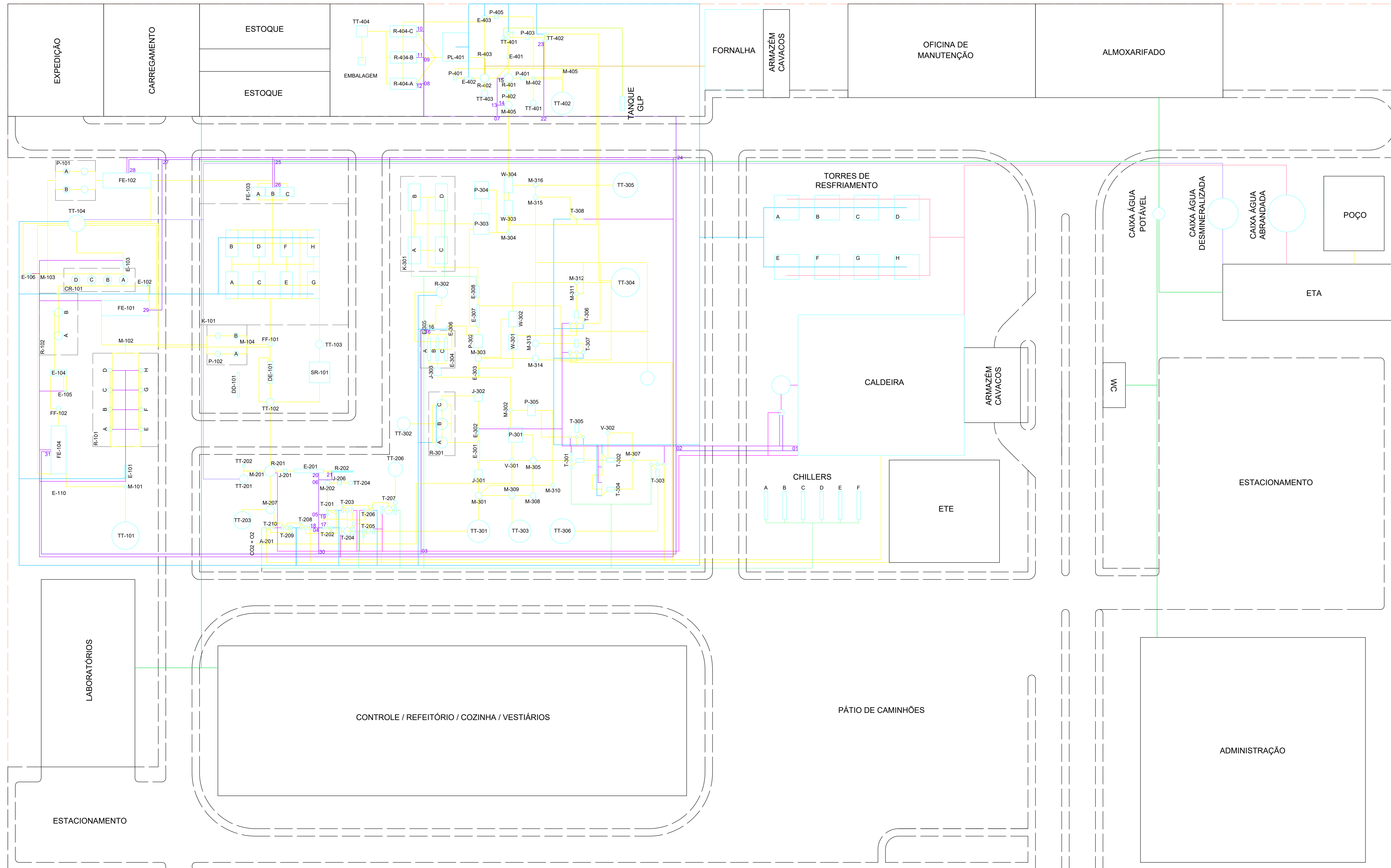
APÊNDICE P - LAYOUT DA PLANTA INDUSTRIAL

PROJETO: Produção de Polietileno Furanoato a partir do Diéster Metílico do Ácido 2,5-furanodicarboxílico Derivado do Xarope de Glicose

Responsáveis: Emanuele Maria Pivotto, Isabel Lorenza da Silva Marin, Jeferson Seibel, Matheus Foletto Boeira e Roberta dos Santos Trentin.

Escala: 1:300 Data: 09/02/2022

- LEGENDA:**
- Equipamentos
 - Tubulações de Processo
 - Água Fria
 - Água Gelada
 - Água Potável
 - Água Desmineralizada
 - Água Abrandada
 - Vapor de Baixa Pressão
 - Vapor de Média Pressão
 - Vapor de Alta Pressão
 - Óleo Térmico
 - GLP
 - Construções
 - Vias
 - Terreno



APÊNDICE Q - LAYOUT DAS LINHAS DE VAPOR DE ALTA PRESSÃO

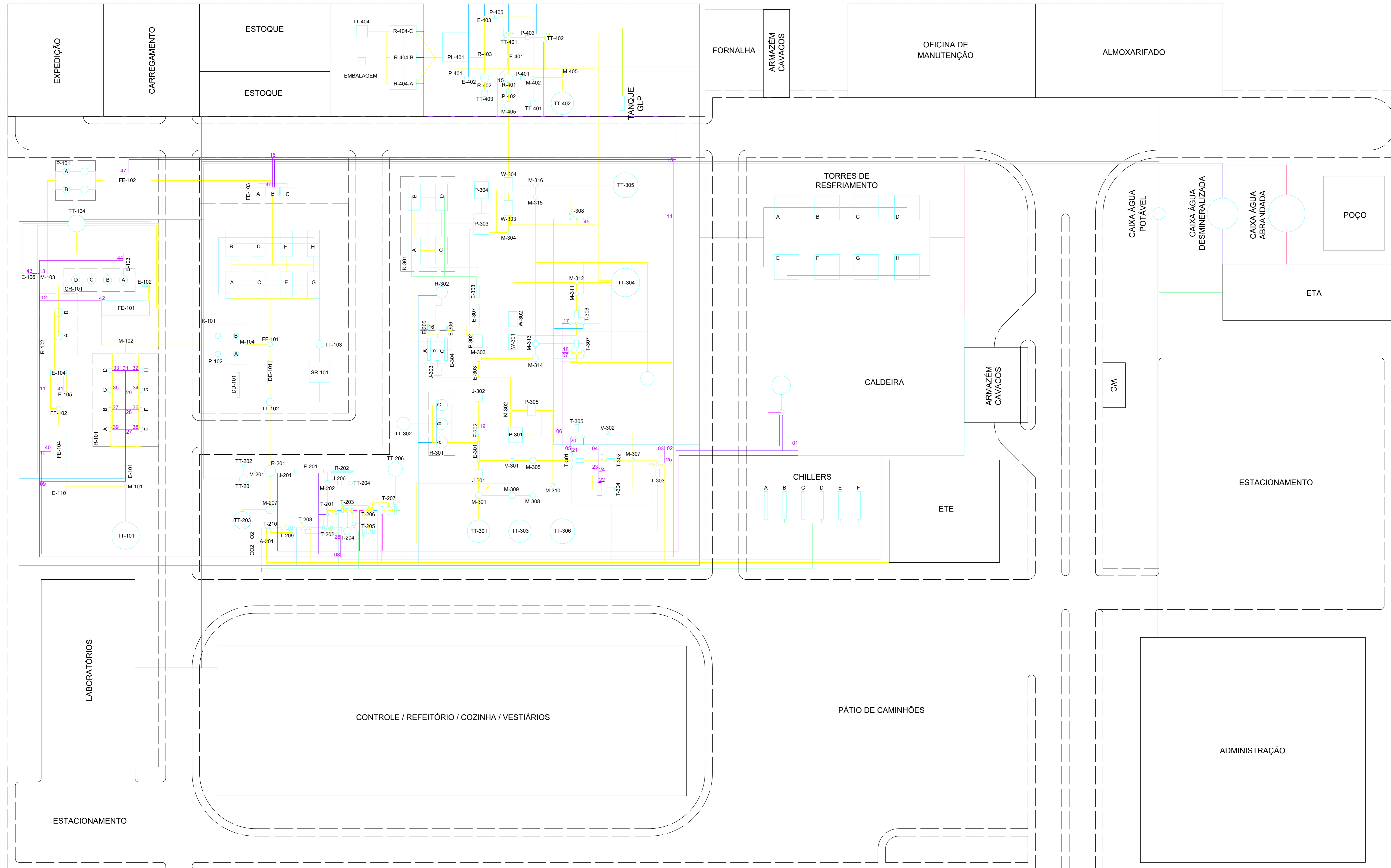
PROJETO: Produção de Polietileno Furanoato a partir do Diéster Metílico do Ácido 2,5-furanodicarboxílico Derivado do Xarope de Glicose

Responsáveis: Emanuele Maria Pivotto, Isabel Lorenza da Silva Marin, Jeferson Seibel, Matheus Foletto Boeira e Roberta dos Santos Trentin.

Escala: 1:300

Data: 09/02/2022

- LEGENDA:**
- Equipamentos
 - Tubulações de Processo
 - Água Fria
 - Água Gelada
 - Água Potável
 - Água Desmineralizada
 - Água Abrandada
 - Vapor de Baixa Pressão
 - Vapor de Média Pressão
 - Vapor de Alta Pressão
 - Óleo Térmico
 - GLP
 - Construções
 - Vias
 - Terreno



APÊNDICE R - LAYOUT DAS LINHAS DE VAPOR DE MÉDIA PRESSÃO

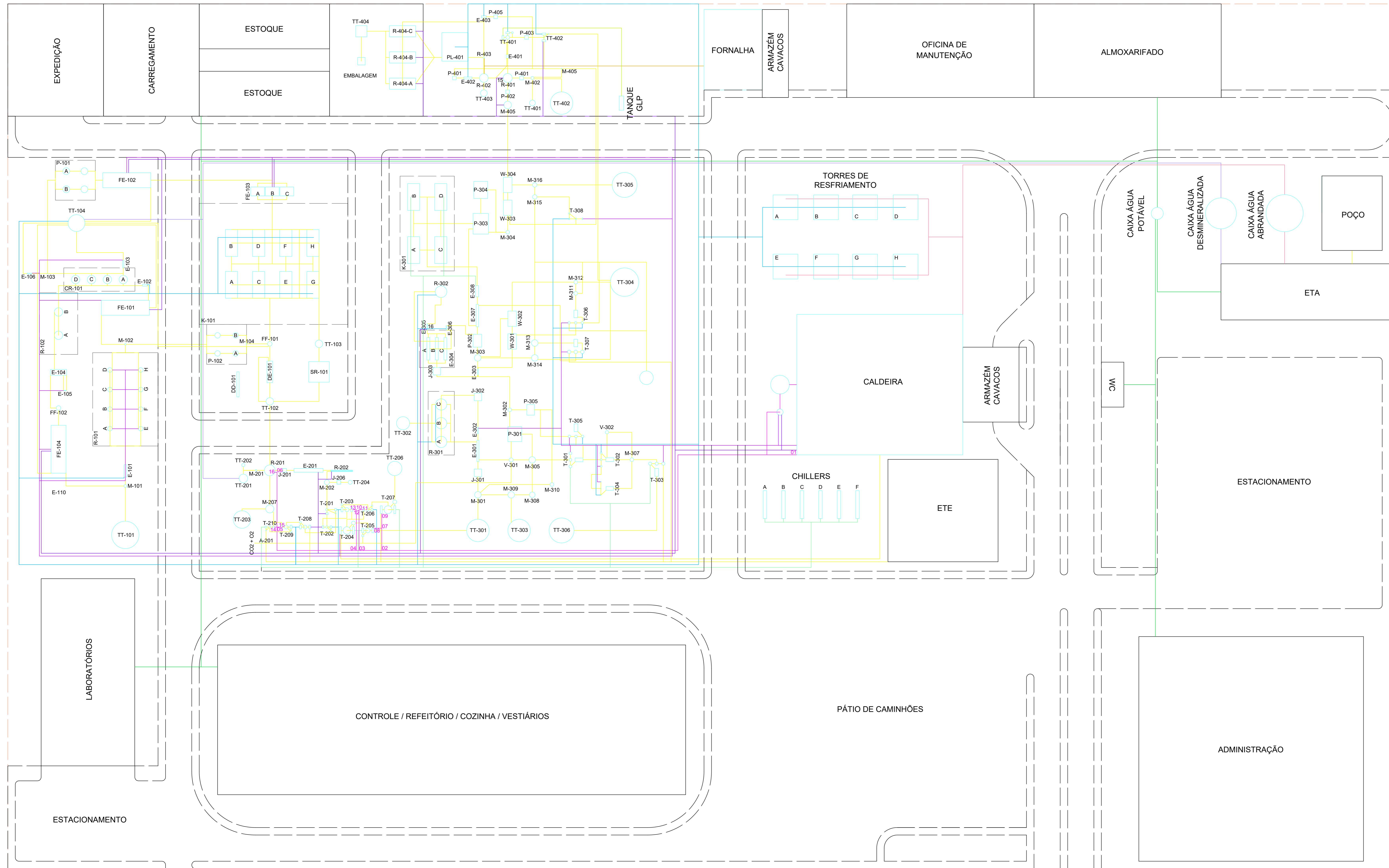
PROJETO: Produção de Polietileno Furanoato a partir do Diéster Metílico do Ácido 2,5-furanodicarboxílico Derivado do Xarope de Glicose

Responsáveis: Emanuele Maria Pivotto, Isabel Lorenza da Silva Marin, Jeferson Seibel, Matheus Foletto Boeira e Roberta dos Santos Trentin.

Escala: 1:300

Data: 09/02/2022

- LEGENDA:**
- Equipamentos
 - Tubulações de Processo
 - Água Fria
 - Água Gelada
 - Água Potável
 - Água Desmineralizada
 - Água Abrandada
 - Vapor de Baixa Pressão
 - Vapor de Média Pressão
 - Vapor de Alta Pressão
 - Óleo Térmico
 - GLP
 - Construções
 - Vias
 - Terreno



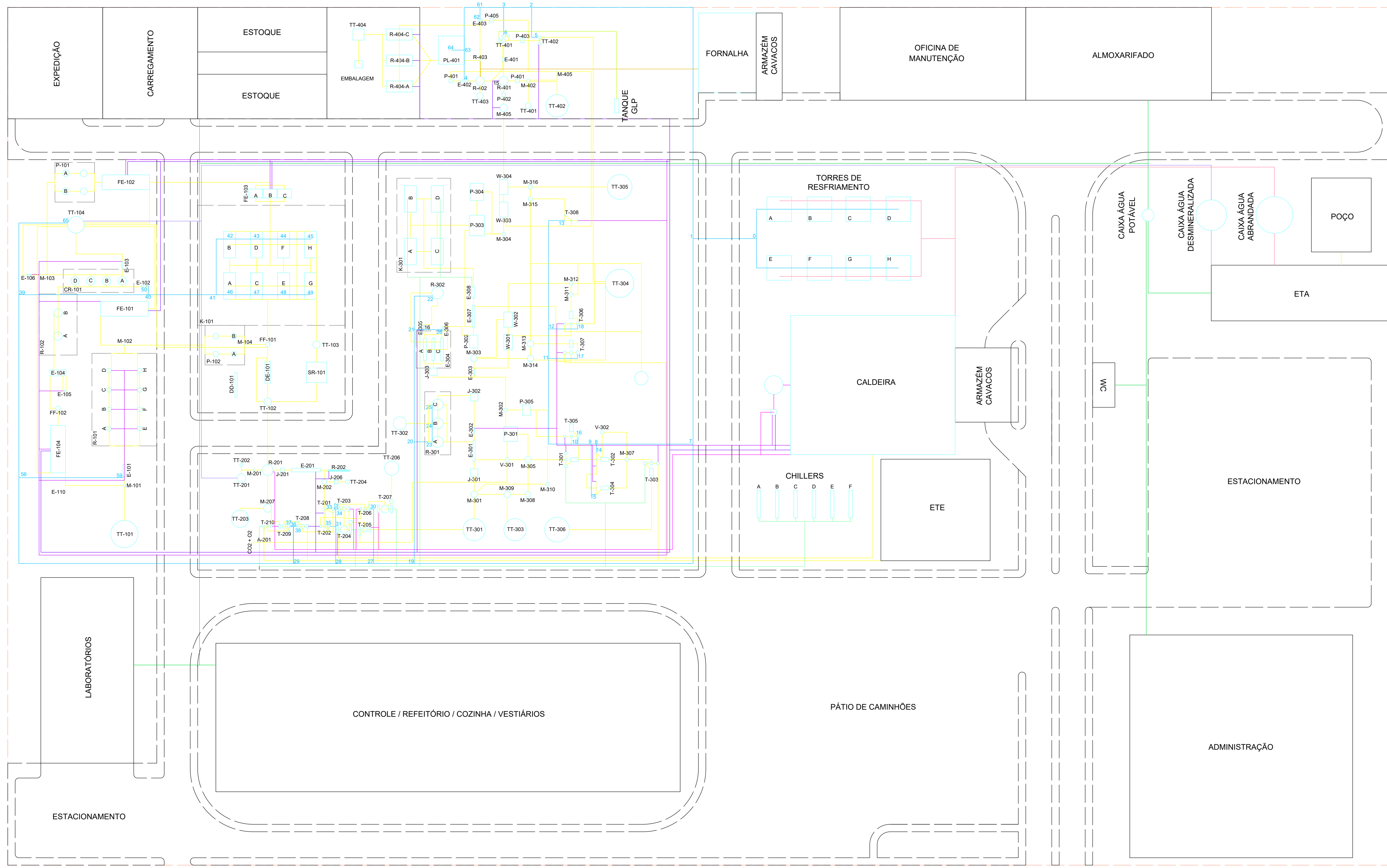
APÊNDICE S - LAYOUT DAS LINHAS DE VAPOR DE BAIXA PRESSÃO

PROJETO: Produção de Polietileno Furanoato a partir do Diéster Metílico do Ácido 2,5-furanodicarboxílico Derivado do Xarope de Glicose

Responsáveis: Emanuele Maria Pivotto, Isabel Lorenza da Silva Marin, Jeferson Seibel, Matheus Foletto Boeira e Roberta dos Santos Trentin.

Escala: 1:300 Data: 09/02/2022

- LEGENDA:**
- Equipamentos
 - Tubulações de Processo
 - Água Fria
 - Água Gelada
 - Água Potável
 - Água Desmineralizada
 - Água Abrandada
 - Vapor de Baixa Pressão
 - Vapor de Média Pressão
 - Vapor de Alta Pressão
 - Óleo Térmico
 - GLP
 - Construções
 - Vias
 - Terreno



APÊNDICE T - LAYOUT DAS LINHAS DE ÁGUA FRIA

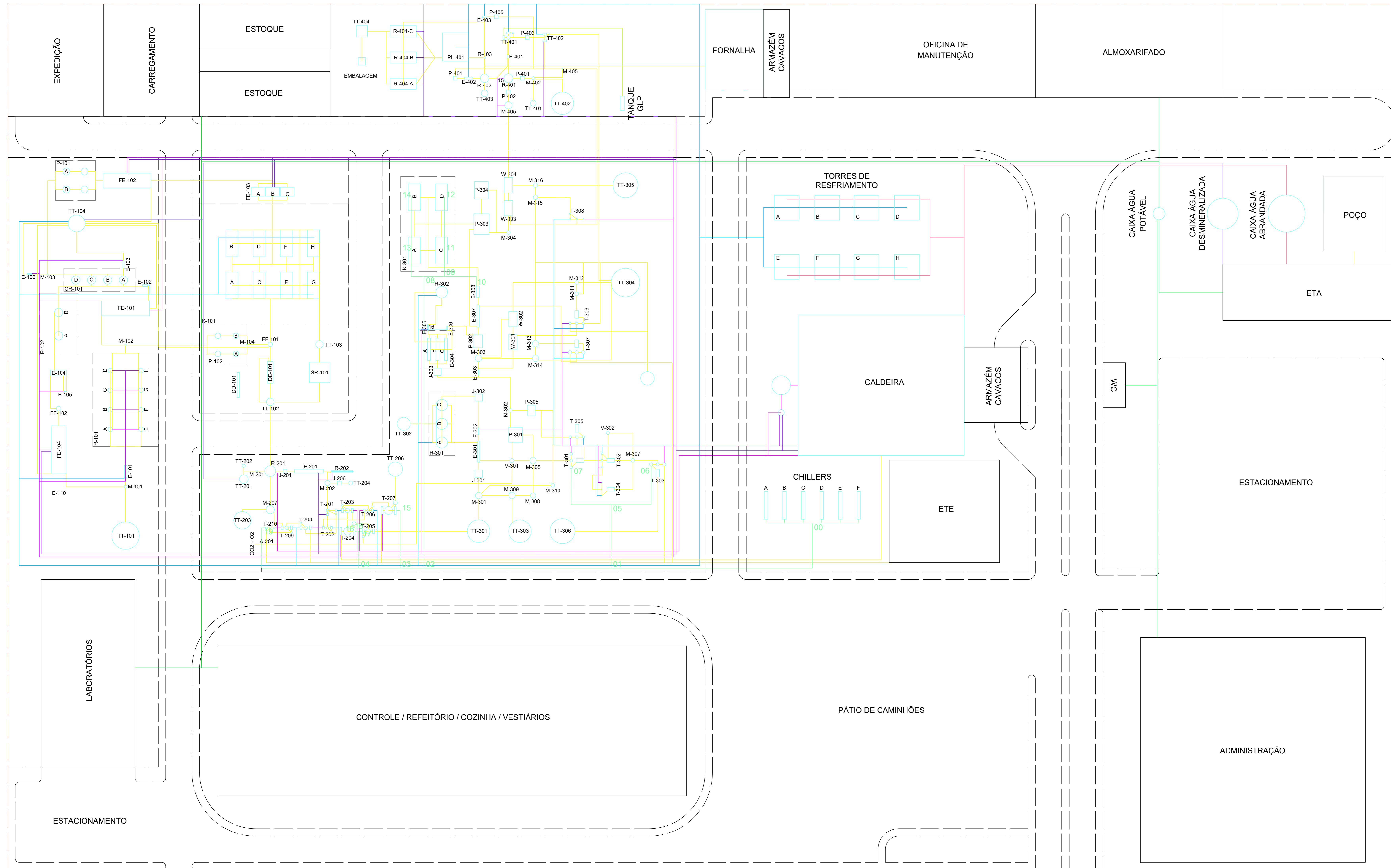
PROJETO: Produção de Polietileno Furanoato a partir do Diéster Metílico do Ácido 2,5-furanodicarboxílico Derivado do Xarope de Glicose

Responsáveis: Emanuele Maria Pivotto, Isabel Lorenza da Silva Marin, Jeferson Seibel, Matheus Foletto Boeira e Roberta dos Santos Trentin.

Escala: 1:300

Data: 09/02/2022

- LEGENDA:**
- Equipamentos
 - Tubulações de Processo
 - Água Fria
 - Água Gelada
 - Água Potável
 - Água Desmineralizada
 - Água Abrandada
 - Vapor de Baixa Pressão
 - Vapor de Média Pressão
 - Vapor de Alta Pressão
 - Óleo Térmico
 - GLP
 - Construções
 - Vias
 - Terreno



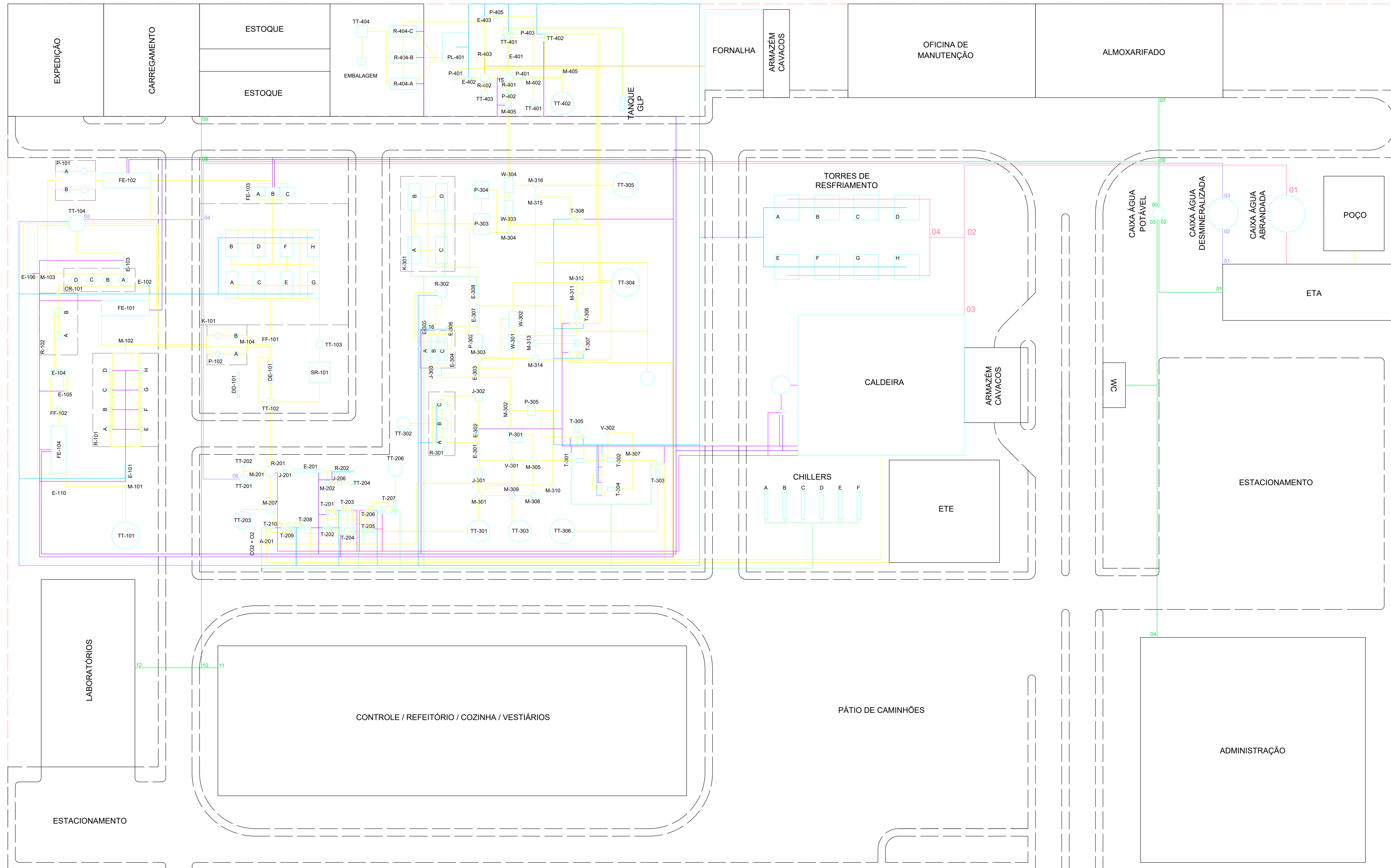
APÊNDICE U - LAYOUT DAS LINHAS DE ÁGUA GELADA

PROJETO: Produção de Polietileno Furanoato a partir do Diéster Metílico do Ácido 2,5-furanodicarboxílico Derivado do Xarope de Glicose

Responsáveis: Emanuele Maria Pivotto, Isabel Lorenza da Silva Marin, Jeferson Seibel, Matheus Foletto Boeira e Roberta dos Santos Trentin.

Escala: 1:300 Data: 09/02/2022

- LEGENDA:**
- Equipamentos
 - Tubulações de Processo
 - Água Fria
 - Água Gelada
 - Água Potável
 - Água Desmineralizada
 - Água Abrandada
 - Vapor de Baixa Pressão
 - Vapor de Média Pressão
 - Vapor de Alta Pressão
 - Óleo Térmico
 - GLP
 - Construções
 - Vias
 - Terreno



APÊNDICE V - LAYOUT DAS LINHAS DE ÁGUAS DE ABASTECIMENTO

PROJETO: Produção de Polietileno Furanoato a partir do Diéster Metílico do Ácido 2,5-furanodicarboxílico Derivado do Xarope de Glicose

Responsáveis: Emanuele Maria Pivotto, Isabel Lorenza da Silva Marin, Jeferson Seibel, Matheus Foletto Boeira e Roberta dos Santos Trentin.

Escala: 1:300 Data: 09/02/2022

ANEXO A – XAROPE DE DEXTROSE DA CARGILL



Product Information
Clearsweet® 95%
Dextrose Corn Syrup

Cargill's Clearsweet® 95% Dextrose Corn Syrup is a low ash, demineralized corn syrup with a high dextrose content. It is ideal for applications requiring high fermentability and sweetness, but where dextrose crystallization is not a concern, such as in baking, brewing, fermentation, pickles, and wines.

REPRESENTATIVE CHEMICAL AND PHYSICAL DATA

Chemical and Physical Properties

Dextrose Equivalent (DE)	95 - 99
Refractive Index (20°C)	1.4633 – 1.4656
Total Solids (%)	70.5 – 71.5
Moisture (%)	28.5 – 29.5
Sulfated Ash (%)	0.05 max
pH (1:1)	3.5 – 5.0
pH (1:10)	4.0 – 5.5
Sulfur Dioxide (ppm)	2 max
Conductivity (50% DS)	< 15 micromhos
Calories/100g	284

Typical Carbohydrate Profile

(% Dry Basis)	
Dextrose	95.0
Maltose	3.0
Maltotriose	0.5
Higher Saccharides	1.5

Microbiological Limits

Mesophilic Bacteria	1,000 cfu/10g max
Yeast	100 cfu/10g max
Mold	100 cfu/10g max

Sensory Characteristics

Appearance	Clear Liquid
Taste	Sweet, Bland
Odor	Characteristic

Density and Viscosity Factors

Temp (°F)	Specific Gravity (Temp°F/60°F)	Pounds/ Gallon (Temp°F)	Pounds/ Gallon (DSB)	Viscosity (cP)
120	1.3281	11.07	7.86	57
140	1.3213	11.02	7.82	38
160	1.3143	10.96	7.78	28

Regulatory/Labeling Data

United States	
GRAS Affirmation	CFR 21 184.1865
Labeling	Corn Syrup
Canada	
FDR	B.18.016
Labeling	Glucose Syrup; Glucose

Storage and Handling

The recommended storage temperature range for Clearsweet® 95% Dextrose Corn Syrup is 110 - 130°F. Syrups stored for extended periods (over 6 months) should be evaluated periodically for fitness of use.

The above product information describes typical product characteristics but is not guaranteed and should not be construed as product specifications. Such information is, to the best of our knowledge, true and accurate. However, since the conditions of use are beyond our control, all recommendations or suggestions are made without guarantee, express or implied, on our part. We disclaim all liability in connection with the use of the information contained herein and all such risks are assumed by the user. Nothing contained herein shall be construed to infer freedom from patent infringement. WE FURTHER DISCLAIM ALL WARRANTIES, EXPRESS OR IMPLIED, OF PRODUCT MERCHANTABILITY AND FITNESS FOR A PARTICULAR PURPOSE.

SWEETENERS TECHNICAL SERVICES LOCATIONS

Box 1400A Dayton, OH 45413 937-237-1272 937-237-1238 (fax)	1100 Indianapolis Blvd. Hammond, IN 46320 219-473-5890 219-473-6688 (fax)	Box 13368 Memphis, TN 38113 901-775-5800 901-775-5888 (fax)	P.O. Box 5662 Minneapolis, MN 55440 952-742-6011 952-742-7440 (fax)	400 E. Diehl Road, Suite 330 Naperville, IL 60563-1361 630-505-7308 630-505-7846 (fax)	2201 West Washington Stockton, CA 95203 209-942-4171 209-942-2671 (fax)	5305 Harvester Road Burlington, ON L7R 3Y5 Canada 905-333-8790 905-333-1389 (fax)
---	--	--	--	---	--	---

Updated 09/09/02

www.cargillsweeteners.com

ANEXO B – CENTRÍFUGAS

THREE SPEED DRIVE MODELS

Model	Basket Size mm	Max Speed rpm	Max Basket Capacity kg	Max Cycles/Hour	Max Capacity t/h	Structure <small>battery or trapezoidal</small>
P22M	1220 x 765	1,500	710	25	17	B
P26M	1220 x 915	1,500	850	25	21	B
P28M	1220 x 965	1,200	1,000	25	25	B
P32M	1300 x 1067	1,200	1,300	25	32	B/T

VARIABLE SPEED DRIVE MODELS

Model	Basket Size mm	Max Speed rpm	Max Basket Capacity kg	Max Cycles/Hour	Max Capacity t/h	Structure <small>battery or trapezoidal</small>
C26M	1220 x 915	1,500	850	25	21	B
C28M	1220 x 965	1,200	1,000	25	25	B
C32M	1300 x 1067	1,200	1,300	25	32	B/T
C46M	1400 x 1150	1,150	1,500	25	37	T
C52M	1500 x 1220	1,100	1,750	25	43	T
C54M	1600 x 1220	1,100	1,850	25	46	T
C58M	1700 x 1220	1,050	2,100	25	52	T
C60M	1800 x 1220	1,000	2,300	25	57	T

Fonte: Towler e Sinnott (2013)

ANEXO C – CRISTALIZADORES

Main technical specification

型号Model	MKCL-10	MKCL-20	MKCL-30	MKCL-36	MKCL-40	MKCL-45	MKCL-50
容积 Volume(m ³)	10	20	30	36	40	45	50
进料糖度 Feeding brix(Bx)	70%~75%	70%~75%	70%~75%	70%~75%	70%~75%	70%~75%	70%~75%
主电机功率 Main motor power(kw)	7.5	3	4	5.5	5.5	7.5	5.5
搅拌转速 Agitation rotation speed (r/min)	2~10	0.5~0.8	0.5~0.8	0.5~0.8	0.5~0.8	0.5~0.8	0.5~0.8
外形尺寸 Outline Dimensions (mm)	3905*2600*3145	5095*2600*3145	6680*2980*3545	7165*3250*3833	6305*3600*4045	6805*3600*4045	7305*3600*4045
设备重量 Equipment weight(kg)	8610	9960	15200	16230	17100	18420	19750

Fonte: MecKey (2021).

ANEXO D – EVAPORADORES DE MÚLTIPLOS EFEITOS

04/11/2021 08:56

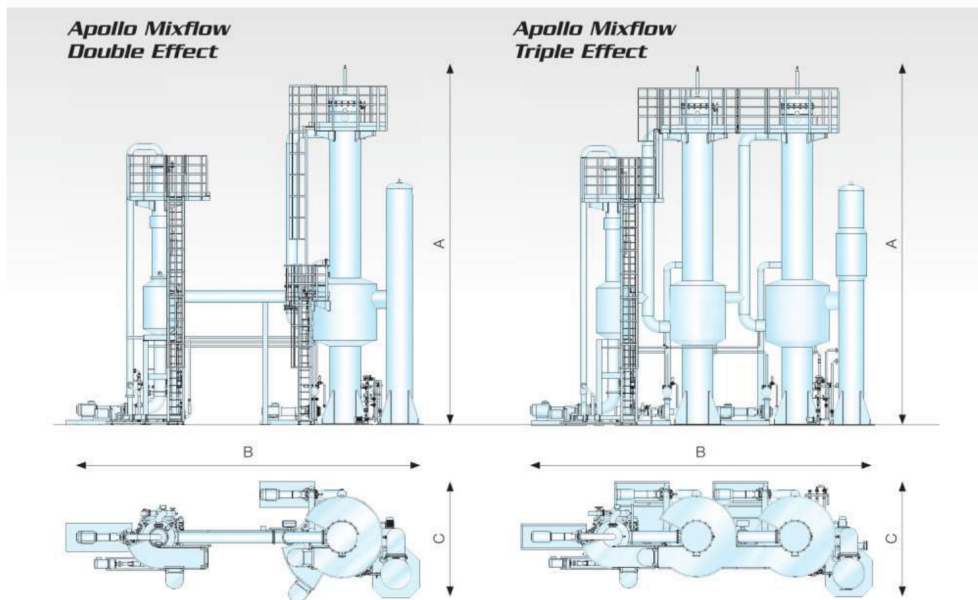


Advantages and strengths

- Significant reduction of power installed on the circulation pumps.
- Much higher efficiency during temperature exchange compared with the traditionally used technologies.
- Reduced resident times of product in the plant, thanks to the reduction of circulation circuits and the shape of the separator. The reduction of residence time combined with a

reduction of the operating temperatures are the key elements for the quality of the finished product.

- Particularly limited and compact dimensions of the plant, thanks to the fact that the single effects are self-supporting and do not require additional metal supporting structures.
- "Annular chamber" type separator, allowing to obtain low speed of vapours inside the separator without the need to increase the diameter of the separator itself.




Technical data		Apollo Mixflow					
MODEL		20 DE	20 TE	30 DE	30 TE	40 DE	40 TE
Effects	n°	2	3	2	3	2	3
Max evaporated water	Kg/h	13000	17500	20000	27500	26500	36000
Electric power installed	kW	150	200	270	325	330	385
Max Steam consumption	Kg/h	6300	6000	9800	9500	13600	12500
Processing capacity	Mango	15000	20000	22500	30000	30000	38000
	Pesca	12500	16500	18500	24000	24000	30000
	Pomodoro	16000	21000	24000	33000	32000	43000
Dimensions	mm A	13000	13000	13000	13000	13000	13000
	mm B	12800	12800	12800	12800	12800	12800
	mm C	4000	4000	4000	4000	4000	4000

7

ANEXO E – EVAPORADOR DE FILME ASCENDENTE FE-103.

技术参数 Technical Parameters					
型号/规格 Model/Specification	DJN-100	DJN-500	DJN-1000	DJN-1500	DJN-2000
蒸发量 Evaporating capacity(kg/h)	100	500	1000	1500	2000
回收浓度 Recovery concentration(%)	80-85				
蒸汽压力 Steam pressure(Mpa)	< 0.6Mpa				
真空度 Vacuum degree (Mpa)	-0.06-0.08				
蒸发室容积 Evaporating room area(m³)	0.5	1	1.5	2	2.5
受液槽容积 Liquid receiving volume(m³)	0.12	0.3	0.5	0.8	1
耗气量 Steam cost(kg/h)	150	520	1050	1550	2100
耗水 Water cost(T/h)	2	7	10	15	20
加热蒸汽口 Heating steam inlet(mm)	40	40	50	80	100
进出口 Cooling water inlet and outlet(mm)	40	40	50	65	80



Fonte: Rossi e Catelli (2021).

ANEXO F – FILTRO DE TAMBOR ROTATIVO ANDRITZ

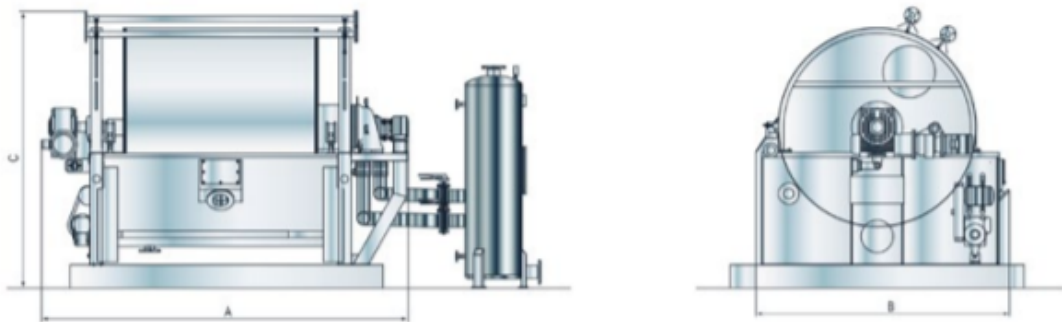
Technical data

Filter type	Filter area	Drum diameter	Drum width	Number of cells	A	B	C	Weight*	Drive**
	[m ²]	[mm]	[mm]		[mm]	[mm]	[mm]	[t]	[kW]
TSF 9.2	0.72-5.80	920	250-2,000	14	2,050-3,800	2,050	1,700	2.0-4.1	1.5
TSF 13.1	4.00-12.00	1,310	1,000-3,000	20	2,900-4,700	2,300	2,000	3.5-7.5	2.2
TSF 20.9	10.00-19.00	2,090	1,500-3,000	16	3,500-5,000	3,700	2,800	9.5-13.5	3.0
TSF 26.2	20.00-33.00	2,620	2,500-4,000	20	4,900-6,400	4,100	4,000	17-23	4.4
TSF 31.4	30.00-60.00	3,140	3,000-6,000	24	5,400-8,400	4,700	4,000	24-42	6.0
TSF 36.6	69.00-75.00	3,660	6,000-6,500	28	8,250-9,250	5,700	4,200	56-59	8.0
TSF 41.8	100.00-118.00	4,180	7,500-9,000	32	9,850-11,350	6,000	5,300	68-70	11.0

All information is subject to change.

* Operating weight of filter includes filling (app. data)

** Power requirements in kW for drum drive and pendulum agitator drive (excl. vacuum and filtrate pump), depending on application



Outline of the Krauss-Maffei vacuum drum filter TSF



Fonte: Andritz Engineered Success (2021).

ANEXO G – FORNO DE REGENERAÇÃO DE CARVÃO ATIVADO GRANULAR

FLS Regeneration Kiln Standard Models




Kiln Model	1t	2t	3t	4t	5t	6t	8t	10t	12t	15t	20t	25t
Carbon, tonne/day	1	2	3	4	5	6	8	10	12	15	20	25
kW, Installed	60	120	180	240	300	360	480	600	720	900	1200	1500
Steady State	42	83	125	166	208	249	332	415	498	623	831	1038
Tube Size Diameter, in	24	24	24	36	36	36	42	48	48	54	60	60
Length, ft	22	22	22	25	25	25	33	42	42	48	50	50
Overall Dimensions L x W x H, ft	30x7x7	30x7x7	30x7x7	35x7.5x7.5	35x7.5x7.5	35x7.5x7.5	45x9x9	48x10x10	48x10x10	52x11x11	55x12x12	55x12x12
Approximate Weight, lbs	16,100	16,100	16,100	24,500	24,500	24,500	31,500	43,700	43,700	52,500	61,200	61,200

The information contained in this document is the confidential property of FLSmidth and is intended for your use only.



Fonte: FLSmidth (2021).

ANEXO H – MOINHO DE BOLAS

	Ball Mill -Continues Flow
	Get Latest Price Minimum Order Quantity 1
Specifications: <ul style="list-style-type: none">- Available in different sizes: 10'ft to 18'ft- Production capacity: up to 1.6 ton per hour- Working: 24 hours regularly View Complete Details	

Product Description

We are among the top most manufacturers, suppliers and exporters of best quality **Ball Mill- Continues type**. These Ball Mills mostly used for the grinding and mixing of geological materials like rocks, chemicals, minerals, sand, iron ore, iron oxide, brittle alloys and graphite, these machines are highly demanded in the market. Offered machines are easy to install and acknowledged for their simple functionality.

Ball Mill:

- For Fine Mesh Powder - 100 Mesh To 300 Mesh
- Continues Grinding Process
- Low Maintenance
- Constant Production
- Easy To Operate

Fonte: Indiamart (2021).

ANEXO I - CONJUNTO DA PELETIZADORA



Fonte: PARTECO ().

ANEXO K – DIMENSÕES NORMALIZADAS PARA TUBOS DE AÇO

5. TUBOS DE AÇO - DIMENSÕES NORMALIZADAS

5.1. Tubos de Acordo com as Normas ANSI B.36.10 e B.36.19 (v. Nota 1)

Dimensões normalizadas e principais características físicas para os diâmetros e espessuras mais usuais dos tubos de aço, de acordo com as normas ANSI B 36 10 (para tubos de aço-carbono e aços de baixa liga), e ANSI B 36 19 (para tubos de aços inoxidáveis) (V. Nota na página 19)

Diâmetro nominal (pol.) - Diâmetro externo (mm) (v. Nota 5)	Designação de espessura (v. Nota 3)	Espessura da Parede (mm) (v. Nota 4)	Diâmetro interno (mm)	Área de seção livre (cm ²)	Área de seção de metal (cm ²)	Superfície externa (m ² /m)	Peso aprox. (kg/m)		Seção transversal		
							Tubo vazio (v. Nota 6)	Conteúdo de água (v. Nota 7)	Momento de inércia (cm ⁴)	Momento resistente (cm ³)	Raio de giração (cm)
1/4 - 13,7	10S	1,65	10,4	0,85	0,62	0,043	0,49	0,085	0,116	0,169	0,430
	Std.40.40S	2,23	9,2	0,67	0,81	↓	0,62	0,067	0,138	0,202	0,413
	XS,80,80S	3,02	7,7	0,46	1,01	↓	0,79	0,046	0,157	0,229	0,393
3/8 - 17,1	10S	1,65	13,8	1,50	0,81	0,054	0,63	0,150	0,236	0,285	0,551
	Std.40.40S	2,31	12,5	1,23	1,08	↓	0,84	0,123	0,304	0,354	0,531
	XS,80,80S	3,20	10,7	0,91	1,40	↓	1,10	0,090	0,359	0,419	0,506
1/2 - 21	Std.40.40S	2,77	15,8	1,96	1,61	0,071	0,42	0,20	0,71	0,67	0,66
	XS,80,80S	3,73	13,8	1,51	2,06	↓	1,62	0,15	0,84	0,78	0,64
	160	4,75	11,8	1,10	2,47	↓	1,94	0,11	0,92	0,86	0,61
3/4 - 27	XXS	7,47	6,4	0,32	3,52	↓	2,55	0,03	1,01	0,95	0,56
	Std.40.40S	2,87	20,9	3,44	2,15	0,083	1,68	0,34	1,54	1,16	0,85
	XS,80,80S	3,91	18,8	2,79	2,80	↓	2,19	0,28	1,36	1,40	0,82
1 - 33	160	5,54	15,6	1,91	3,68	↓	2,88	0,19	2,19	1,65	0,77
	XXS	7,82	11,0	0,95	4,63	↓	3,63	0,10	2,41	1,61	0,72
	Std.40.40S	2,87	26,6	5,57	3,19	0,105	2,50	0,56	2,64	2,18	1,07
1 1/4 - 42	XS,80,80S	4,55	24,3	4,64	4,12	↓	3,23	0,46	4,40	2,62	1,03
	160	6,35	20,7	3,37	5,39	↓	4,23	0,34	5,21	3,12	0,98
	XXS	9,09	15,2	1,82	6,94	↓	5,44	0,18	5,85	3,50	0,92
1 1/2 - 48	Std.40.40S	3,56	35,0	9,65	4,32	0,132	3,38	0,96	8,11	3,85	1,37
	XS,80,80S	4,85	32,5	8,28	5,68	↓	4,46	0,83	10,06	4,77	1,33
	160	6,35	29,4	6,82	7,14	↓	5,60	0,68	11,82	5,61	1,29
2 - 60	XXS	9,70	22,7	4,07	9,90	↓	7,76	0,41	14,19	6,74	1,20
	Std.40.40S	3,68	40,8	13,1	5,15	0,151	4,04	1,31	12,90	5,34	1,58
	XS,80,80S	5,08	38,1	11,4	6,89	↓	5,40	1,14	16,27	6,75	1,54
2 1/2 - 73	160	7,14	33,9	9,07	9,22	↓	7,23	0,91	20,10	8,33	1,48
	XXS	10,16	27,9	6,13	12,2	↓	9,53	0,61	23,64	9,80	1,39
	Std.40.40S	3,91	52,5	21,7	6,93	0,196	5,44	2,17	27,72	9,20	2,00
3 - 89	XS,80,80S	5,54	49,2	19,0	9,53	↓	7,47	1,90	36,13	11,98	1,95
	160	8,71	42,9	14,4	14,1	↓	11,08	1,44	48,41	16,05	1,65
	XXS	11,07	38,2	11,4	17,1	↓	13,44	1,14	54,61	18,10	1,79
3 1/2 - 95	Std.40.40S	5,16	62,7	30,9	11,0	0,235	8,62	3,09	63,68	17,44	2,41
	XS,80,80S	7,01	59,0	27,3	14,5	↓	11,40	2,73	80,12	21,95	2,35
	160	9,52	54,0	22,9	19,0	↓	14,89	2,29	97,94	26,83	2,27
4 - 114	XXS	14,0	44,9	15,9	26,0	↓	20,39	1,59	119,5	32,75	2,14
	10S	3,05	82,8	53,9	8,22	0,282	6,44	5,39	75,84	17,06	3,04
	Std.40.40S	5,48	77,9	47,7	14,4	↓	11,28	4,77	125,70	28,26	2,96
4 1/2 - 119	XS,80,80S	7,62	73,6	42,6	19,5	↓	15,25	4,26	162,33	36,48	2,89
	160	11,1	66,7	34,9	27,2	↓	21,31	3,49	209,36	47,14	2,78
	XXS	15,2	58,4	26,8	35,3	↓	27,65	2,68	249,32	56,22	2,66
5 - 127	10S	3,05	108,2	91,9	10,6	0,361	8,35	9,19	164,83	28,88	3,93
	Std.40.40S	6,02	102,3	82,1	20,4	↓	16,06	8,21	300,93	52,61	3,84
	XS,80,80S	8,56	97,2	74,2	28,4	↓	22,29	7,42	399,99	69,99	3,75
5 1/2 - 141	160	13,5	87,3	59,9	42,7	↓	33,49	5,99	552,34	96,70	3,60
	XXS	17,1	80,1	50,3	52,3	↓	40,98	5,03	636,42	111,29	3,49
	10S	3,40	161,4	204,5	17,6	0,535	13,82	20,45	599,37	71,30	5,83
6 - 152	Std.40.40S	7,11	154,0	186,4	36,0	↓	28,23	18,64	1.171,3	139,32	5,70
	XS,80,80S	10,97	143,3	168,2	54,2	↓	42,51	16,82	1.685,7	200,45	5,58
	120	14,3	139,7	153,4	69,0	↓	54,15	15,34	2.064,5	245,52	5,47
6 1/2 - 165	160	18,2	131,8	136,4	86,0	↓	67,41	13,64	2.455,8	291,91	5,34
	XXS	21,9	124,4	121,5	100,9	↓	79,10	12,15	2.759,6	328,29	5,23
	10S	3,76	211,5	351,6	25,4	0,692	19,93	35,16	1.473,4	134,56	7,62
8 - 203	Std.40.40S	8,18	202,7	322,6	54,2	↓	42,48	32,26	3.017,7	275,52	7,46
	60	10,3	198,4	309,1	67,6	↓	53,03	30,91	3.696,1	337,31	7,39
	XS,80,80S	12,7	193,7	294,8	82,3	↓	64,56	29,48	4.399,5	401,88	7,31
8 1/2 - 219	120	18,2	182,6	261,9	115,1	↓	90,22	26,19	5.852,2	534,31	7,13
	XXS	22,2	174,6	239,4	137,4	↓	107,8	23,94	6.742,9	616,26	7,00
	160	23,0	173,1	235,5	141,7	↓	111,1	23,55	6.905,3	631,02	6,98

5. TUBOS DE AÇO - DIMENSÕES NORMALIZADAS

5.1. Tubos de Acordo com as Normas ANSI B.36.10 e B.36.19 (continuação)

(v. Nota 1)

Diâmetro nominal (pol) - Diâmetro externo (mm) (v. Nota 5)	Designação de espessura (v. Nota 3)	Espessura de Parede (mm) (v. Nota 4)	Diâmetro interno (mm)	Área de seção livre (cm ²)	Área de seção de metal (cm ²)	Superfície externa (m ² /m)	Peso aprox. (kg/m)		Seção transversal		
							Tubo vazio (v. Nota 6)	Conteúdo de água (v. Nota 7)	Momento de inércia (cm ⁴)	Momento resistente (cm ³)	Raio de giração (cm)
10	5S	3,40	266,2	556,8	29,2	0,858	22,54	55,68	2 651,4	194,22	9,53
	10S	4,19	264,7	550,3	35,4		27,83	55,03	3 200,8	234,38	9,50
	Std, 40, 40S	9,27	254,5	509,1	76,8		60,23	50,91	6 692,9	490,06	9,32
	XS, 60 80S	12,7	247,6	481,9	103,9		81,45	48,19	8 824,1	645,77	9,22
	80	15,1	242,9	463,2	122,1		95,72	46,32	10 193	747,38	9,14
273	120	21,4	230,2	416,1	169,3	132,7	41,61	13 486	988,32	8,94	
	160	28,6	215,9	365,8	219,4	172,1	36,58	16 607	1 217,8	8,71	
	5S	4,19	315,5	782,0	42,1	1,018	29,11	78,20	5 377,7	332,23	11,30
10S	4,57	314,7	778,1	45,9	36,00		77,81	5 848,0	361,07	11,28	
20	6,35	311,1	760,7	63,5	49,70		76,07	7 987,5	493,34	11,23	
Std, 30	9,52	304,8	729,6	94,1	73,74		72,96	11 675	717,88	11,13	
40, 40S	10,3	303,2	722,0	101,5	79,65		72,20	12 487	771,97	11,10	
324	XS 80S	12,7	298,4	699,4	124,1	97,34	69,94	15 067	929,31	11,00	
	60	14,3	295,3	685,2	136,8	108,8	68,52	16 691	1 029,3	10,95	
	80	17,4	288,9	655,5	166,0	131,7	65,55	19 771	1 221,1	10,85	
	120	25,4	273,0	585,8	238,1	186,7	58,58	26 722	1 650,5	10,59	
	10	6,35	342,9	923,3	69,7	1,118	54,62	92,33	10 630	598,24	12,34
Std, 30	9,52	336,5	889,7	103,5	81,20		88,97	15 525	873,59	12,24	
40	11,1	333,4	872,9	120,1	94,29		87,29	17 856	1 003,1	12,19	
XS	12,7	330,2	856,2	136,8	107,3		85,62	20 145	1 132,5	12,14	
60	15,1	325,5	832,3	161,2	126,3		83,23	23 392	1 316,1	12,04	
356	80	19,0	317,5	791,7	201,3	157,9	79,17	28 595	1 609,5	11,91	
	100	23,8	308,0	745,2	248,4	194,5	74,52	34 339	1 930,7	11,76	
	10	6,35	393,7	1 217,5	79,8	1,277	62,57	121,7	15 983	786,72	14,15
Std, 30	9,52	387,3	1 178,1	118,8	93,12		117,8	23 392	1 152,2	14,05	
XS, 40	12,7	381,0	1 140,1	157,1	123,2		114,0	30 468	1 499,7	13,92	
60	16,6	373,1	1 093,0	203,9	159,9		109,3	38 634	1 911,1	13,79	
80	21,4	363,6	1 038,1	258,7	203,0		103,8	48 158	2 370,0	13,64	
406	100	26,2	354,0	984,6	312,9	312,9	245,3	98,46	56 815	2 796,1	13,46
18	10	6,35	444,5	1 551,7	89,9	1,436	70,52	155,2	22 851	999,79	15,95
	Std, 20	9,52	438,1	1 507,8	133,9		105,0	150,8	33 589	1 468,5	15,82
	XS	12,7	431,8	1 464,6	177,4		139,0	146,5	43 629	1 917,6	15,72
	40	14,3	429,6	1 443,3	198,7		153,9	144,3	48 782	2 133,9	15,67
	60	19,0	419,1	1 379,4	261,9		205,6	137,9	63 059	2 758,4	15,49
457	80	23,8	409,6	1 317,5	323,9	254,1	131,7	76 337	3 340,3	15,34	
	100	29,4	398,5	1 247,2	394,8	309,4	124,7	90 738	3 969,7	15,16	
	10	6,35	495,3	1 926,6	100,1	1,597	78,46	192,7	31 509	1 240,7	17,73
	Std, 20	9,52	488,9	1 877,5	149,2		116,9	187,7	46 368	1 825,8	17,63
	XS, 30	12,7	482,6	1 829,1	197,4		154,9	182,9	60 645	2 388,0	17,53
40	15,1	477,9	1 793,6	233,5	182,9		179,4	70 926	2 792,9	17,42	
60	20,6	466,7	1 711,1	315,5	247,6		171,1	93 943	3 699,2	17,25	
508	80	26,2	455,6	1 630,4	396,1	310,8	163,0	115 379	4 543,3	17,07	
	100	32,5	442,9	1 540,7	485,8	381,1	154,1	138 188	5 441,5	16,84	
	10	6,35	596,9	2 800,2	120,3	1,914	94,35	280,0	54 776	1 796,3	21,34
	Std, 20	9,52	590,5	2 742,1	179,5		140,8	274,2	80 873	2 482,8	21,21
	XS	12,7	584,2	2 677,6	238,1		186,7	267,8	106 139	2 653,5	21,11
40	17,4	574,7	2 593,7	324,5	254,7		259,4	142 351	4 674,4	20,96	
60	24,6	560,4	2 464,6	451,6	354,3		246,5	193 547	6 359,3	20,70	
610	80	30,9	547,7	2 355,0	582,6	440,9	235,5	236 002	7 752,5	20,50	
	100	38,9	531,8	2 219,5	697,5	546,7	221,9	285 118	9 358,7	20,22	
	10	7,92	746,1	4 374,4	187,7	2,393	147,2	437,4	133 609	3 507,5	26,67
20	12,7	736,6	4 264,8	298,7	234,4		426,5	209 779	5 507,0	26,49	
30	15,9	730,2	4 187,3	371,6	291,8		418,7	258 895	6 801,8	26,39	

- Nota: 1. Esta tabela inclui tubos de todos os tipos de aços: aço-carbono e aços de baixa liga (norma ANSI B 36 10), e aços inoxidáveis (norma ANSI B.36 19).
2. A norma ANSI B.36 19 só abrange tubos até o diâmetro nominal de 12".
3. As designações "Std", "XS" e "XXS" correspondem às espessuras denominadas "standard", "extra-forte" e "duplo extra-forte" da norma ANSI B 36 10. As designações 10, 20, 30, 40, 60, 80, 100, 120 e 160 são os "números de série" (schedule number) dessa mesma norma. As designações 5S, 10S, 20S, 40S e 80S são da norma ANSI B 36 19 para tubos de aços inoxidáveis.
4. As espessuras em mm indicadas na tabela são os valores nominais; as espessuras mínimas correspondentes dependerão das tolerâncias de fabricação, que variam com o processo de fabricação do tubo. Para tubos sem costura a tolerância usual é $\pm 12,5\%$ do valor nominal.
5. Nesta tabela estão omitidos alguns diâmetros e espessuras não usuais na prática. Para a tabela completa, contendo todos os diâmetros e espessuras, consulte as normas ANSI B 36 10 e ANSI B 36 19.
6. Os pesos indicados nesta tabela correspondem aos tubos de aço-carbono ou de aço de baixa liga. Os tubos de aços inoxidáveis ferríticos pesam 5% menos, e os inoxidáveis austeníticos cerca de 2% mais.
7. Esses mesmos números representam também a vazão em l/seg para a velocidade de 1 m/seg.

ANEXO L – PARAFUSOS TRANSPORTADORES HELICOIDAIS




CHART 7 —(30% FULL)

Moderately abrasive materials consisting of fines, granular, or medium lumps mixed with fines.


Dia. Inches	Coup- ling Size Inches	MAX. R.P.M.	CUBIC FEET PER HOUR		TONS PER HOUR							
					100 lb Mat'l		75 lb Mat'l		50 lb Mat'l		35 lb Mat'l	
			At Max R.P.M.	At One R.P.M.	At Max R.P.M.	At One R.P.M.	At Max R.P.M.	At One R.P.M.	At Max R.P.M.	At One R.P.M.	At Max R.P.M.	At One R.P.M.
4	1	65	29	0.44	1.430	0.022	1.072	0.016	0.715	0.011	0.500	0.008
6	1½	60	90	1.50	4.500	0.075	3.370	0.056	2.250	0.037	1.570	0.026
9	1½	50	270	5.40	13.50	0.270	10.13	0.200	6.750	0.135	4.720	0.094
10	2											
12	2	50	380	7.60	19.00	0.380	14.25	0.285	9.500	0.190	6.650	0.133
	2 ½											
14	3	50	650	13.0	32.50	0.650	24.37	0.487	16.25	0.324	11.37	0.227
	2 ½											
	3											
16	3	45	945	21.0	47.30	1.050	35.44	0.787	23.65	0.525	16.54	0.367
18	3	45	1430	31.4	70.60	1.570	52.95	1.177	35.30	0.785	24.71	0.549
20	3	40	1820	45.5	91.00	2.270	68.25	1.702	45.50	1.135	31.85	0.794
24	3	40	2480	62.0	124.0	3.100	93.00	2.320	62.00	1.550	43.40	1.085
	3 ½											
		40	4320	108	216.0	5.400	162.0	4.050	108.0	2.700	75.60	1.890


Fonte: Continental Conveyor Machine Works Ltd. (1986).

ANEXO M – BOMBAS DO PROCESSO

RL33A

SÉRIE







MODELO MODEL MODELO	cv hp	Rotor Impeller Impulsor Ø (mm)	Sucção Suction Aspiración NPT / BSP	Recalque Discharge Descarga NPT / BSP	Vazão / Flow Rate / Caudal (m³/h)																
					m³/h	0,0	10,0	22,0	30,0	40,0	50,0	60,0	70,0	80,0	90,0	100,0	105,0	110,0	115,0	120,0	125,0
ALTURA MANOMÉTRICA / HEAD / ALTURA DE BOMBEO (mc.à.)																					
RL-33A	5,5	220	4"	3"	16,2	16,2	16,2	16,0	15,8	15,1	14,3	13,4	12,2	10,8	9,2						
RL-33A	7,5	230	4"	3"	17,9	17,9	17,9	17,7	17,3	16,7	15,9	15,0	13,8	12,5	11,1	10,3					
RL-33A	7,5	240	4"	3"	19,5	19,5	19,5	19,3	18,9	18,3	17,5	16,6	15,5	14,3	12,9	12,2	11,5	10,7			
RL-33A	10	250	4"	3"	21,3	21,3	21,1	20,9	20,5	19,9	19,1	18,2	17,2	16,0	14,6	13,9	13,1	12,3	11,5		
RL-33A	10	260	4"	3"	23,0	23,0	22,9	22,7	22,2	21,6	20,9	20,0	18,9	17,7	16,4	15,7	14,9	14,1	13,2	12,4	11,4

EBARA CORPORATION

TMDL32

SÉRIE



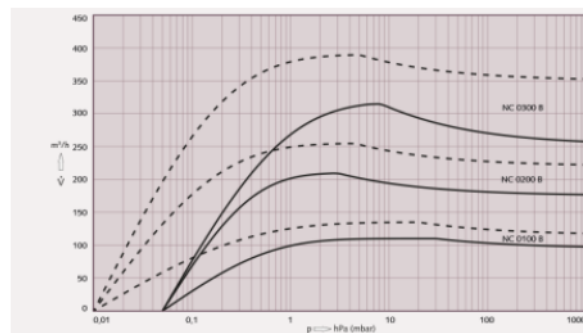
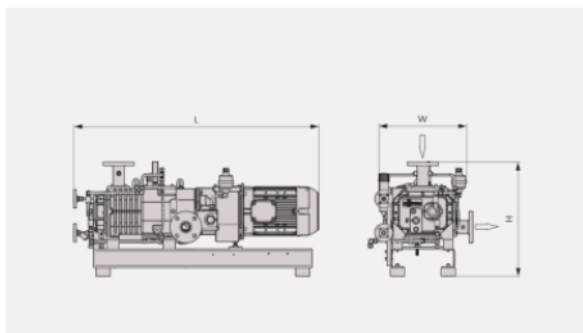


MODELO MODEL MODELO	Estágio Stages Etapas	cv hp	Rotor Impeller Impulsor Ø (mm)	Sucção Suction Aspiración NPT / BSP	Recalque Discharge Descarga NPT / BSP	Vazão / Flow Rate / Caudal (m³/h)														
						m³/h	0,0	23,0	30,0	50,0	70,0	90,0	110,0	130,0	150,0	170,0	190,0	210,0	230,0	250,0
ALTURA MANOMÉTRICA / HEAD / ALTURA DE BOMBEO (mc.à.)																				
TMDL-32/1	1	30	295	6"	5"	33,4	32,1	31,8	30,8	29,9	29,0	28,0	27,0	25,9	24,7	23,3	21,8	20,1	18,1	15,3
TMDL-32/1	1	40	320	6"	5"	40,9	39,5	39,1	38,0	36,9	35,9	34,8	33,7	32,6	31,3	29,9	28,3	26,5	24,6	21,7
TMDL-32/2	2	60	295	6"	5"	66,7	64,3	63,6	61,6	59,8	57,9	56,0	54,0	51,8	49,4	46,7	43,6	40,1	36,2	30,5
TMDL-32/2	2	75	320	6"	5"	81,8	79,0	78,2	76,0	73,9	71,8	69,7	67,5	65,1	62,6	59,7	56,6	53,1	49,1	43,5
TMDL-32/3	3	100	295	6"	5"	100,1	96,4	95,3	92,5	89,7	86,9	84,0	81,0	77,7	74,1	70,0	65,4	60,2	54,3	45,8
TMDL-32/3	3	125	320	6"	5"	122,6	118,5	117,3	114,0	110,8	107,7	104,5	101,2	97,7	93,8	89,6	84,9	79,6	73,7	65,2
TMDL-32/4	4	125	295	6"	5"	133,4	128,5	127,1	123,3	119,6	115,9	112,0	108,0	103,6	98,8	93,4	87,2	80,3	72,4	61,0
TMDL-32/4	4	150	320	6"	5"	163,5	158,0	156,4	152,0	147,8	143,6	139,4	134,9	130,2	125,1	119,5	113,2	106,1	98,2	86,9
TMDL-32/5	5	150	295	6"	5"	166,8	160,7	158,9	154,1	149,4	144,8	140,1	135,0	129,5	123,5	116,7	109,1	100,4	90,5	76,3
TMDL-32/5	5	200	320	6"	5"	204,4	197,5	195,5	190,0	184,7	179,5	174,2	168,7	162,8	156,4	149,3	141,5	132,7	122,8	108,7
TMDL-32/6	6	180	295	6"	5"	200,1	192,8	190,7	184,9	179,3	173,8	168,1	162,0	155,5	148,2	140,1	130,9	120,4	108,6	91,6
TMDL-32/6	6	250	320	6"	5"	245,3	237,0	234,6	228,0	221,7	215,4	209,1	202,4	195,3	187,7	179,2	169,7	159,2	147,3	130,4

BSP: Rosca da Contra-flange - BSP / Counter-flange thread - BSP / Rosca de la contra-brida - BSP
 Flanges conforme norma DIN EN 1092-2/97 PN16 na sucção e PN40 no recalque
 Flanged Nozzle according to DIN EN 1092-2/97, Suction PN16 and Discharge PN40 / Boquilla bridada según DIN EN 1092-2 / 97, succión PN16 y descarga PN40.

Fonte: Ebara Corporation (2018).

ANEXO N – BOMBAS DE VÁCUO



ISO - 50 HZ

ISO - 60 HZ

US - 60 HZ

Technical data	COBRA NC 0100 B	COBRA NC 0200 B	COBRA NC 0300 B
Pumping speed	130 m³/h	265 m³/h	385 m³/h
Ultimate pressure	≤ 0.01 hPa (mbar)	≤ 0.01 hPa (mbar)	≤ 0.01 hPa (mbar)
Nominal motor rating	4.8 kW	7.6 kW	9.5 kW
Nominal motor speed	3600 min ⁻¹	3600 min ⁻¹	3600 min ⁻¹
Noise level (ISO 2151)	≤ 74 dB(A)	≤ 76 dB(A)	≤ 77 dB(A)
Weight approx.	300 kg	350 kg	400 kg
Dimensions (L x W x H)	957 x 520 x 914 mm	1207 x 520 x 914 mm	1279 x 520 x 914 mm
Gas inlet / outlet	DN 40 PN 16 / DN 40 PN 16	DN 50 PN 16 / DN 50 PN 16	DN 50 PN 16 / DN 50 PN 16

Fonte: Busch (2021).

**ANEXO O – TEMPERATURA MÍNIMA DE OPERAÇÃO PARA *CHILLERS*
MODULARES**

Salmoura	Ponto de congelamento		Temperatura mínima de trabalho	
	Monoetileno Glicol	Propileno Glicol	Monoetileno Glicol	Propileno Glicol
90% Água + 10% Anticongelante	-3,7	-3,5°C	0°C	0°C
80% Água + 20% Anticongelante	-8,9°C	-7,4°C	-5°C	-5°C
70% Água + 30% Anticongelante	-15,8°C	-13,1°C	-10°C	-10°C
60% Água + 40% Anticongelante	-24,9°C	-21,5°C	-20°C	-15°C

Fonte: Johnson Controls-Hitachi (2021a).

ANEXO P – FATORES MULTIPLICADORES

Correction factors for operating pressure, operating temperature, and material of construction to apply for fixed-capital investment of major plant items†‡

Operating pressure, psia (atm)	Correction factor
0.08 (0.005)	1.3
0.2 (0.014)	1.2
0.7 (0.048)	1.1
700.54 (48) 100 (6.8)	1.0 (base)
3000 (204)	1.1
6000 (408)	1.3

Operating temperature, °C	Correction factor
-80	1.3
0	1.0 (base)
100	1.05
600	1.1
5,000	1.2
10,000	1.4

Material of construction	Correction factor
Carbon steel-mild	1.0 (base)
Bronze	1.05
Carbon/molybdenum steel	1.065
Aluminum	1.075
Cast steel	1.11
Stainless steel	1.28 to 1.5
Worthite alloy	1.41
Hastelloy C alloy	1.54
Monel alloy	1.65
Nickel/inconel alloy	1.71
Titanium	2.0

Fonte: Peters, Timmerhaus e West (2002).

ANEXO Q – FATORES DE PROJETO

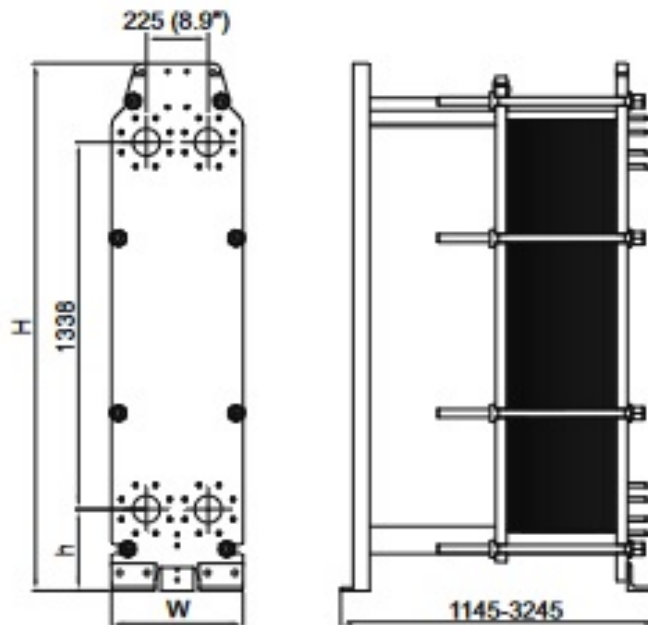
Item	Process Type		
	Fluids	Fluids–Solids	Solids
Major equipment, total purchase cost	C_e	C_e	C_e
f_{er} Equipment erection	0.3	0.5	0.6
f_p Piping	0.8	0.6	0.2
f_i Instrumentation and control	0.3	0.3	0.2
f_{el} Electrical	0.2	0.2	0.15
f_c Civil	0.3	0.3	0.2
f_s Structures and buildings	0.2	0.2	0.1
f_l Lagging and paint	0.1	0.1	0.05
ISBL cost, $C = \Sigma C_e \times$	3.3	3.2	2.5
Offsites (OS)	0.3	0.4	0.4
Design and Engineering (D&E)	0.3	0.25	0.2
Contingency (X)	0.1	0.1	0.1
Total fixed capital cost $C_{FC} = C(1 + OS)(1 + D\&E + X)$			
$= C \times$	1.82	1.89	1.82
$= \Sigma C_e \times$	6.00	6.05	4.55

Fonte: Towler e Sinnott (2013)

ANEXO R – TROCADOR DE PLACAS

Dimensional drawing

Measurements mm (inches)



Type	H	W	h
TL10-FM	1885 (74.2")	480 (18.9")	255 (10.0")
TL10-FG	1981 (78.0")	480 (18.9")	297 (11.7")

The number of tightening bolts may vary depending on pressure rating.

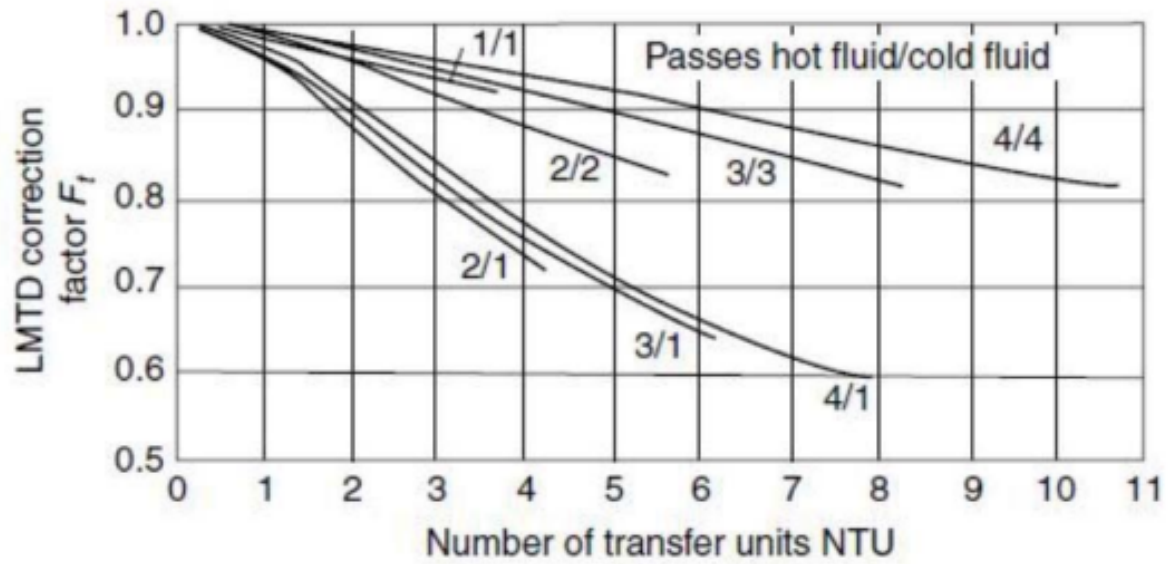
Technical data

Plates	Type	Free channel, mm (inches)
TL10-S	Wide-gap	11 / 5 (0.43/0.20) wide/narrow
		8 / 8 (0.31/0.31) wide/wide

Materials

Heat transfer plates	316/316L, 254 Ti
Field gaskets	NBR, EPDM, FKM
Flange connections	Metal lined: stainless steel, titanium
Frame and pressure plate	Carbon steel, epoxy painted

ANEXO S – FATOR DE CORREÇÃO ÁREA TROCADOR DE CALOR PLACAS



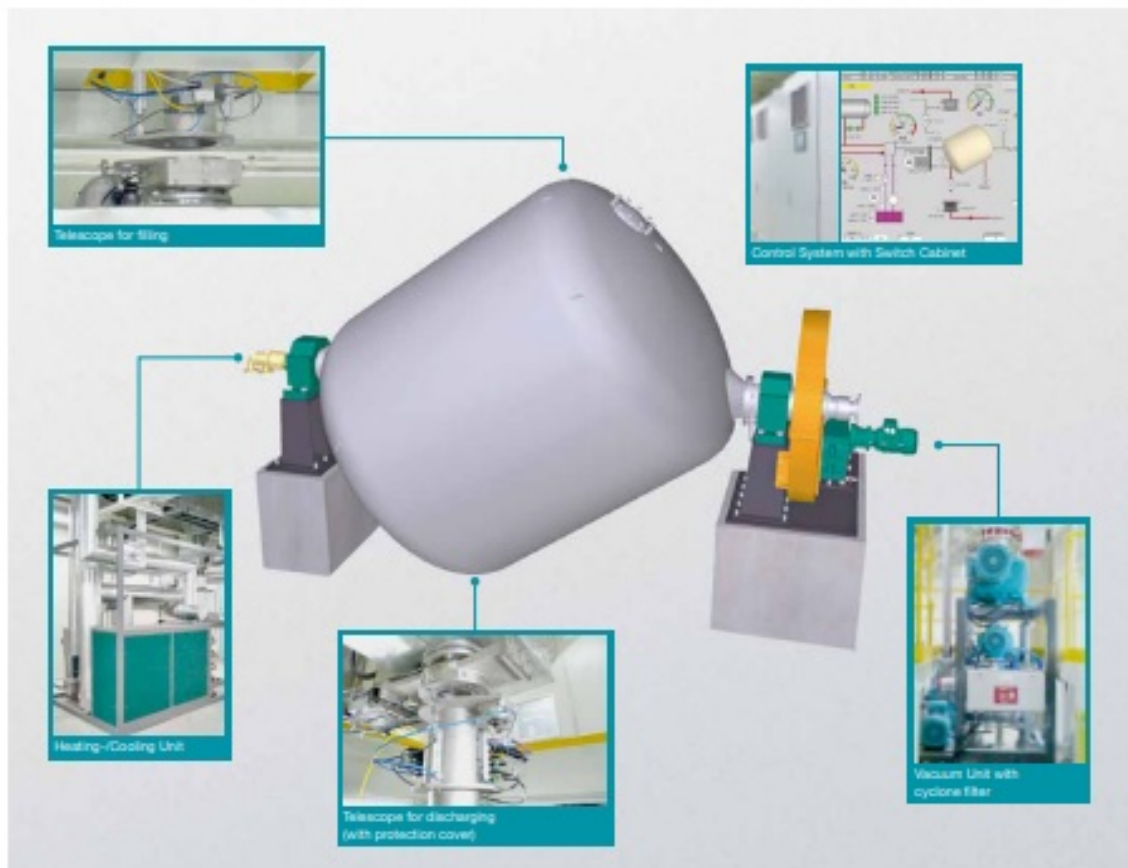
Fonte: Título e Loos (2017).

ANEXO T – REATOR SSP

Key Advantages at a Glance

- Available in dimensions from 16 m³ to 44 m³
- Lower energy consumption compared to double jacket reactors due to savings in heat transfer oil and reduced own weight
- Optimized volume/heating surface ratio as well as improved heat transfer in the heating system lead to shorter process times
- Optimized mixing effect ensures homogeneous product quality
- Reliable measurement of the product temperature
- Customer-specific design
- Turnkey process solution
- Gentle product treatment
- Production flexibility (individual adjustment of viscosity for each batch possible)
- Identical, reproducible product quality results even with fluctuating input quality

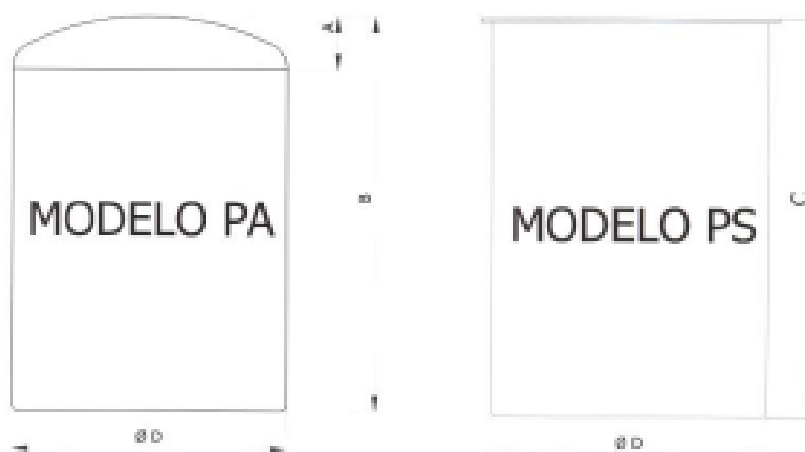
The Complete System



Fonte: Protec Polymer ().

ANEXO U – DIMENSÕES DOS TANQUES

TANQUE CILÍNDRICO VERTICAL



CAPACIDADE (Litros)	DIÂMETRO (mm)	MODELO PA		MODELO PS
		A	B	C
1.000	1.000	194	1.345	1.280
1.500	1.000	194	1.985	1.910
2.000	1.200	233	1.855	1.770
3.000	1.500	291	1.805	1.700
4.000	1.500	291	2.375	2.370
5.000	1.500	291	2.945	2.830
6.000	1.750	340	2.620	2.500
7.000	1.750	340	3.040	2.910
8.000	1.750	340	3.450	3.330
10.000	2.000	388	3.330	3.190
15.000	2.500	485	3.235	3.060
20.000	2.500	485	4.245	4.075
25.000	2.500	485	5.265	5.100
30.000	2.750	534	5.245	5.060
30.000	3.000	582	4.455	4.250
35.000	3.000	582	5.165	4.960
40.000	3.000	582	5.875	5.660
50.000	3.000	582	7.285	7.080
50.000	3.300	640	6.075	5.850
60.000	3.660	915	6.010	5.705
70.000	3.800	737	7.320	7.055
80.000	3.800	737	6.440	6.180
90.000	3.800	737	8.195	7.940
100.000	3.800	737	9.075	8.820
150.000	4.500	1.125	9.810	9.435
200.000	5.000	1.250	10.810	10.190
250.000	5.000	1.250	13.365	12.735
300.000	7.000	1.358	8.275	7.800
400.000	7.000	1.358	10.875	10.395
500.000	7.000	1.358	13.475	12.995
600.000	7.000	1.358	16.070	15.595
700.000	7.000	1.358	18.670	18.195
800.000	7.000	1.358	21.265	20.790
900.000	7.000	1.358	23.866	23.390
1.000.000	7.000	1.358	26.465	25.990

Fonte: Stringal Equipamentos Industriais Ltda. (.)

ANEXO V – DIÂMETROS DE TUBULAÇÃO DE CONDENSADO

Perda de carga J (mm/m)	Declividade (cm/m)	Diâmetro da tubulação de condensado										
		1/2"	3/4"	1"	1 1/4"	1 1/2"	2"	2 1/2"	3"	4"	5"	6"
		kg/h de Condensado										
0,5	0,05	22	60	130	300	450	910	1.800	3.000	6.000	11.000	15.500
1	0,1	38	100	200	450	680	1.330	2.700	4.380	9.000	12.600	19.000
2	0,2	55	145	290	640	980	1.940	3.900	6.380	13.000	16.000	25.500
3	0,3	75	180	360	780	1.220	2.400	4.900	7.900	16.250	27.000	45.000
4	0,4	85	210	420	910	1.430	2.800	5.700	9.200	18.950	31.500	51.000
5	0,5	95	240	470	1.000	1.600	3.150	6.400	10.400	21.300	35.500	58.000
6	0,6	101	260	520	1.140	1.750	3.500	7.100	11.450	23.500	41.000	64.000
7	0,7	108	290	570	1.245	2.000	3.800	7.750	12.500	25.800	44.000	70.000
8	0,8	112	310	610	1.300	2.080	4.050	8.250	13.400	27.500	46.000	75.000
9	0,9	118	330	650	1.450	2.210	4.350	8.800	14.250	29.300	49.000	80.000
10	1,0	122	350	690	1.550	2.300	4.600	9.350	15.100	31.000	52.000	84.000
15	1,5	148	430	850	1.780	2.900	5.700	11.600	18.750	38.550	61.000	98.500
20	2,0	175	500	1.000	2.100	3.400	6.690	13.550	21.950	45.000	70.000	115.000
25	2,5	200	570	1.130	2.400	3.800	7.500	15.300	24.500	50.800	79.000	130.000
30	3,0	228	630	1.250	2.670	4.200	8.300	16.950	27.300	56.000	90.000	135.000
35	3,5	256	680	1.300	2.900	4.600	9.000	18.400	29.800	61.000	98.000	154.000
40	4,0	300	720	1.400	3.020	4.900	9.700	19.500	31.000	65.000	105.000	164.000

Fonte: Macintyre (2010).

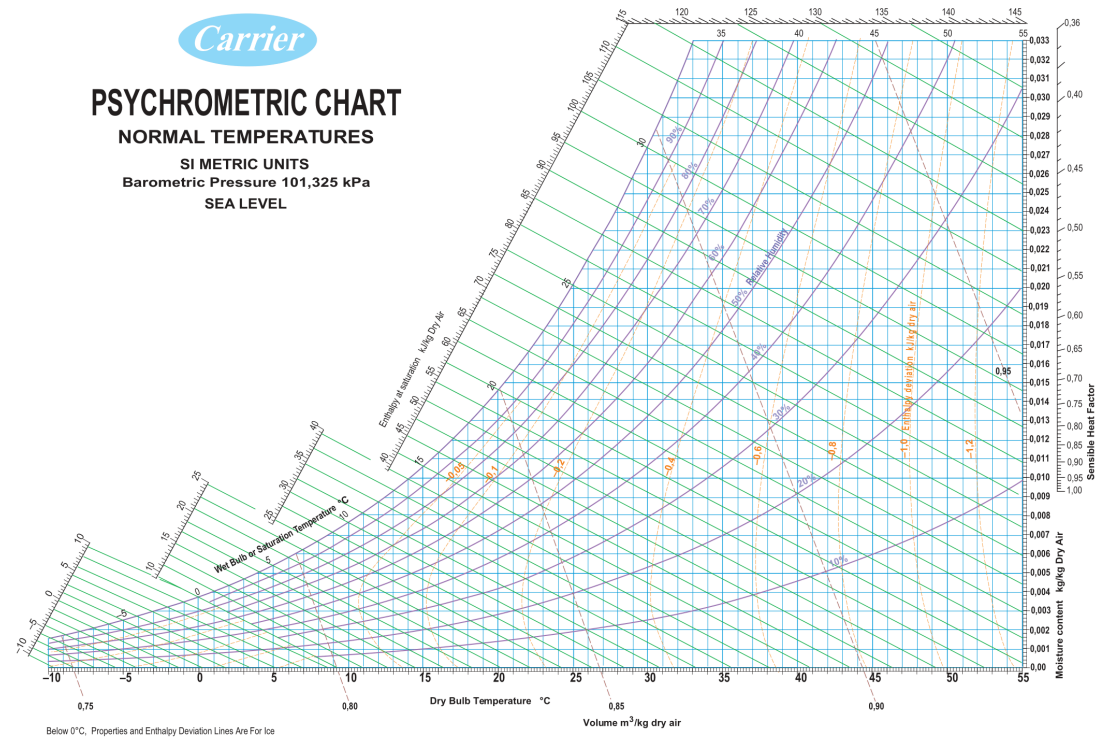
ANEXO W – PROPRIEDADES DO FLUIDO TÉRMICO DOWTHERM A

Saturated Liquid Properties of DOWTHERM™ A Fluid (SI Units)

Temperature °C	Specific Heat kJ/kg K	Density kg/m ³	Thermal Conductivity W/mK	Viscosity mPa sec	Vapor Pressure (bar)
15	1.558	1063.5	0.1395	5.00	0.00
65	1.701	1023.7	0.1315	1.58	0.00
105	1.814	990.7	0.1251	0.91	0.01
155	1.954	947.8	0.1171	0.56	0.06
205	2.093	902.5	0.1091	0.38	0.28
255	2.231	854.0	0.1011	0.27	0.97
305	2.373	801.3	0.0931	0.20	2.60
355	2.527	742.3	0.0851	0.16	5.80
405	2.725	672.5	0.0771	0.12	11.32

Fonte: The Dow Chemical Company (2021).

ANEXO X – CARTA PSICROMÉTRICA



Fonte: Carrier (2019).

ANEXO Y – DIRETRIZES PARA ESTIMATIVA DE CUSTOS OSBL

Process Complexity	Site Condition		
	Existing: Underused	Existing: Tight Capacity	New Site
Typical large-volume chemical	30%	40%	40%
Low-volume specialty chemical	20%	40%	50%
High solids-handling requirement	40%	50%	100%

Fonte: Towler e Sinnott (2013)

Equipment Codes

Conventions Used for Identifying Process Equipment

Equipment	General format XX-YYY A/B
XX are identification letters for equipment classification	
C - Compressor or Turbine	(C-101A/B)
E - Heat Exchanger	(E-106)
H - Fired Heater	(H-101)
P - Pump	(P-102A/B)
R - Reactor	(R-101)
T - Tower	(T-101)
TK - Storage Tank	
V - Vessel	(V-104)
Y designates an area within the plant	
ZZ is number designation for each item in an equipment class	
A/B identifies parallel units or <i>backup</i> units	
Supplemental Information	Additional description of equipment given on top of PFD

Fonte: Bojorge (2014).