

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

**Igor Manfio de Lima
Mikael Maraschin
Pedro Lopes Limberger
Renan Zamin Rorato**

**PRODUÇÃO DE BIODIESEL VIA TRANSESTERIFICAÇÃO SOB
CATÁLISE HETEROGÊNEA COM MATÉRIA-PRIMA DE MENOR
VALOR AGREGADO**

Santa Maria, RS, Brasil

2021

Igor Manfio de Lima
Mikael Maraschin
Pedro Lopes Limberger
Renan Zamin Rorato

**PRODUÇÃO DE BIODIESEL VIA TRANSESTERIFICAÇÃO SOB
CATÁLISE HETEROGÊNEA COM MATÉRIA-PRIMA DE MENOR VALOR
AGREGADO**

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

Orientador: Prof. Dr. Flávio Dias Mayer

Santa Maria, RS, Brasil

2021

PRODUÇÃO DE BIODIESEL VIA TRANSESTERIFICAÇÃO SOB
CATÁLISE HETEROGÊNEA COM MATÉRIA-PRIMA DE MENOR VALOR
AGREGADO

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

Aprovado em 12 de fevereiro de 2021

COMISSÃO EXAMINADORA:

Flávio Dias Mayer, Dr. (UFSM)
(Presidente/Orientador)

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

Ederson Rossi Abaide, Dr. (UFSM)
(Professor convidado)

Santa Maria, RS, Brasil

2021

RESUMO

PRODUÇÃO DE BIODIESEL VIA TRANSESTERIFICAÇÃO SOB CATÁLISE HETEROGÊNEA COM MATÉRIA-PRIMA DE MENOR VALOR AGREGADO

AUTORES: Igor Manfio de Lima; Mikael Maraschin; Pedro Lopes Limberger;
Renan Zamin Rorato.

ORIENTADOR: Prof. Dr. Flávio Dias Mayer.

O biodiesel é um biocombustível líquido formado, majoritariamente, por uma mistura de ésteres de diferentes cadeias carbônicas. Ele pode ser obtido a partir da reação de transesterificação entre óleos de origem vegetal ou animal e um álcool, geralmente metanol, na presença de um catalisador. O biodiesel é considerado um combustível renovável de grande importância no mercado brasileiro. Atualmente, o Brasil é o segundo maior produtor mundial de biodiesel, sendo o Rio Grande do Sul, o maior produtor deste biocombustível no país. Desse modo, esse estudo apresenta o projeto de instalação de uma planta de produção de biodiesel a partir de um *blend* de óleos composto por 50% de óleo de soja e 50% de gordura animal refinada. A rota tecnológica selecionada para essa produção foi a transesterificação com catálise heterogênea, utilizando como reagente o metanol e, como catalisador, o óxido de cálcio, e obtendo como produtos ésteres metílicos de ácidos graxos (biodiesel) e glicerol (glicerina). A reação ocorre em um reator do tipo leito fixo e para a purificação do biodiesel é utilizada a lavagem com ácido cítrico e água. Desta forma, propõe-se um processo com menor impacto ambiental. Projeta-se uma planta com capacidade de produção 800 m³ de biodiesel por dia, o que equivale a 6% da produção nacional. A análise econômica final do projeto indicou um investimento de R\$ 534 milhões com um *payback* de 5 anos, sendo um lucro líquido de R\$ 891.849.226,19 ao fim de um período de 10 anos.

Palavras chave: *biodiesel, catálise heterogênea, transesterificação, óxido de cálcio.*

LISTA DE TABELAS

Tabela 1 - Alguns catalisadores heterogêneos para produção de biodiesel.....	14
Tabela 2 – Análise econômica inicial.....	22
Tabela 3 – Quantidade e preço de matérias-primas e insumos.....	23
Tabela 4 - Área 100: equipamentos e suas funcionalidades de processo.	29
Tabela 5 - Área 100: equipamentos relacionados às demais áreas.....	30
Tabela 6 - Área 200: equipamentos e suas funcionalidades de processo.	33
Tabela 7 - Área 200: equipamentos de outras áreas relacionadas ao processo.	34
Tabela 8 - Área 300: equipamentos e suas funcionalidades de processo.	40
Tabela 9 - Área 300: equipamentos de outras áreas relacionadas ao processo.	41
Tabela 10 - Área 500: equipamentos e suas funcionalidades de processo.	45
Tabela 11 - Área 800: equipamentos e suas funcionalidades de processo.	49
Tabela 12 - Diâmetro de tubulações de processo.	56
Tabela 13 - Especificação de nomenclatura para diferentes pressões de vapor.	61
Tabela 14 - Demanda máxima de vapor por trecho.....	62
Tabela 15 - Diâmetro das tubulações de vapor e condensado (SCH 40).	64
Tabela 16 - Suportes das tubulações de vapor.....	65
Tabela 17 - Acessórios da tubulação de vapor.	66
Tabela 18 - Demanda de água fria nos equipamentos.	69
Tabela 19 - Demanda de água fria além do processo.	71
Tabela 20 - Vazão de água fria e diâmetro da tubulação por trecho.	74
Tabela 21 - Demanda máxima de água gelada por equipamento.	75
Tabela 22 - Vazão de água gelada e diâmetro da tubulação por trecho.	75
Tabela 23 - Modelos e características bombas necessárias em todo o site da BioFAMES®. ...	77
Tabela 24 - Dimensões dos principais vasos e colunas da BioFAMES®.....	79
Tabela 25 - Volume dos tanques de armazenamento.	81
Tabela 26 - Dimensões das bases dos tanques de armazenamento.	82
Tabela 27 - Dimensões das bacias de contenção.....	83
Tabela 28 - Volumes utilizados e em excesso das bacias de contenção.....	83
Tabela 29 - Dimensionamento via simulador de processos dos trocadores de calores de calor da BioFAMES®.....	85
Tabela 30 – Custo com matéria prima.....	90
Tabela 31 – Custo de transporte.	90
Tabela 32 – Custo com utilidades.	91
Tabela 33 - Capital investido.....	91
Tabela 34 – Comportamento do financiamento ao longo dos dez anos.	92
Tabela 35 - Receita bruta.....	93
Tabela 36 - Lucro líquido.	94

LISTA DE FIGURAS

Figura 1 - Modelo de negócio.....	3
Figura 2 - Perfil de matérias primas para a produção de biodiesel.....	6
Figura 3 - Representação genérica de uma molécula de éster.....	8
Figura 4 – Reação de esterificação.....	10
Figura 5 – Reação de transesterificação ideal.....	11
Figura 6 – Reação de transesterificação com intermediários de reação.....	11
Figura 7 – Reação de glicerólise.....	12
Figura 8 - Número de patentes relacionadas a biodiesel por ano.....	16
Figura 9 - Número de patentes relacionadas a catálise heterogênea de biodiesel por ano.....	16
Figura 10 - Mapa com o número de patentes registradas e em vigor nos diferentes países do mundo.....	17
Figura 11 - Número de patentes registradas envolvendo catálise heterogênea e biodiesel em vigor nos diferentes países do mundo.....	18
Figura 12 – Mecanismo da reação de transesterificação com o CaO como catalisador.....	18
Figura 13 - Quantidade de usinas instaladas produtoras de biodiesel nos estados federativos do Brasil.....	25
Figura 14 - Mapa ferroviário do Rio Grande do Sul.....	26
Figura 15 - Diagrama de blocos da unidade industrial da BioFAMES®.....	28
Figura 16 - Área 100: reação e separação das fases biodiesel e glicerina.....	32
Figura 17 - Área 200: Área de Purificação do Biodiesel.....	39
Figura 18 - Área 300: Purificação da Glicerina.....	44
Figura 19 - Área 500: Retificação de Metanol.....	48
Figura 20 - Área 800: Recuperação de óleo e remoção de catalisador.....	50
Figura 21 – Lógica sequencial de controle para descarga de catalisador dos reatores.....	53
Figura 22 - Distanciamento de Suporte para tubulações.....	66
Figura 23 - Esquema da metodologia de estimativas de custos.....	87

LISTA DE QUADROS

Quadro 1 - Fatores de relevância para definição logística.....	24
--	----

LISTA DE ABREVIACOES

AACE	Associação para o Desenvolvimento da Engenharia de Custos
ABNT	Associação Brasileira de Normas Técnicas
AGL	cidos graxos livres
ANP	Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis
ANSI	Instituto Nacional de Instituto Nacional Americano de Padrões
ASME	American Society of Mechanical Engineers
BNDES	Banco Nacional do Desenvolvimento
CONAMA	Conselho Nacional do Meio Ambiente
CONFINS	Contribuição para financiamento da seguridade social
CS150	Aço carbono 150 libras
CS300	Aço carbono 300 libras
CSPTFE	Aço carbono revestido com politetrafluoretileno
CSTR	Reator tanque agitado contínuo (continuous stirred tank reactor)
DCC	Custos diretos de capital (Direct Capital Costs)
EMATER	Empresa de Assistência Técnica e Extensão Rural
EPA	Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unido
FAMES	Metil steres de ácidos graxos (fatty acid methyl esters)
FEPAM	Fundação Estadual de Proteção Ambiental do Rio Grande do Sul
ICC	Custos indiretos de capital (Indirect Capital Costs)
ICMS	Impostos sobre circulação de mercadorias e servios
IG	Investimento de giro
IP	Investimento de partida
ISBL	Inside Battery Limits
IT	Investimento total
IUPAC	International Union of Pure and Applied Chemistry
LI	Licna instalação
LO	Licna operação
LP	Licna Prévia

NR	Norma regulamentadora
OSBL	Outside Battery Limits
P&ID	Diagrama de Instrumentação e Tubulações (pipe and instrumentation diagram)
PBR	Reator de leito fixo (packed bed reactor)
PIS	Programação de integração social
PTFE	Politetrafluoretileno
PVC	Policloreto de vinila
SAC	Sistema de amortização constante
SCH	Schedule
Selic	Sistema Especial de Liquidação e de Custódia
SS304L	Aço inoxidável 304L
SS316L	Aço inoxidável 316L
TIR	Taxa interna de retorno
TMa	Taxa mínima de atratividade
USP	United States Pharmacopeia
VPL	Valor Presente Líquido

SUMÁRIO

1 INTRODUÇÃO	1
1.1 OBJETIVO	2
1.2 A EMPRESA	2
1.2.1 Modelo de Negócio	2
1.2.2 Exigências Legais	3
1.2.3 Matéria-prima	5
1.2.4 Capacidade de Produção	7
1.2.5 Localização da Empresa	7
1.3 OS PRODUTOS	7
1.3.1 Descrição	7
1.3.2 Principais Características	8
1.3.3 Propriedades Físico-Químicas	9
1.3.4 Principais Aplicações	9
2 SELEÇÃO DE TECNOLOGIA PARA PRODUÇÃO DE BIODIESEL	10
2.1 ESTERIFICAÇÃO	10
2.2 TRANSESTERIFICAÇÃO	10
2.3 ROTA HOMOGÊNEA.....	12
2.3.1 Glicerólise	12
2.4 ROTA HETEROGÊNEA	14
2.5 ROTA ENZIMÁTICA	15
2.6 ESTUDO DA ROTA ABORDADA	16
2.6.1 A utilização de óxido de cálcio (CaO)	18
2.7 ROTA DO PROCESSO	20
3 ANÁLISE DE MERCADO	22
4 PROJETO DE PROCESSO	24
4.1 DEFINIÇÃO DA LOCALIZAÇÃO	24
4.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO.	27
4.2.1 Área 100: Etapa reacional	29
4.2.2 Área 200: Purificação do biodiesel	33
4.2.3 Área 300: Purificação da glicerina	40
4.2.3 Área 500: Purificação de metanol	45
4.2.4 Área 800: Purificação de catalisador e óleo	49
4.2.5 Seguranças de processo	51
4.2.6 Sistema de Vácuo	51
4.2.7 Controle de processo	52
4.3 INSTALAÇÕES DE PROCESSO	54
4.4 INSTALAÇÕES DE UTILIDADES DE PROCESSO	60
4.4.1 Utilidades de vapor	60
4.4.2 Utilidades de água fria	68
4.4.3 Utilidade de água gelada	74
4.4.4 Bombas de processo	76
4.4.5 Dimensões dos vasos de processo	79
4.4.6 Tancagem	79
4.4.7 Trocadores de Calor	83
5 ANÁLISE FINANCEIRA	87
5.1 CUSTO PARA IMPLANTAÇÃO DO PROCESSO INDUSTRIAL (ISBL).....	87
5.2 CUSTO PARA IMPLANTAÇÃO DAS INSTALAÇÕES FABRIS (OSBL)	88
5.3 CUSTO DIRETO DE CAPITAL (DCC)	89

5.4 CUSTO INDIRETO DE CAPITAL	89
5.5 CUSTOS FIXOS.....	89
5.6 CUSTOS VARIÁVEIS.....	89
5.6.1 Custo com matéria-prima.....	89
5.6.2 Custo de transporte.....	90
5.6.3 Custo de utilidades	90
5.7 FINANCIAMENTO	91
5.8 FLUXO DE CAIXA	93
5.9 TAXA MÍNIMA DE ATRATIVIDADE E VALOR PRESENTE LÍQUIDO	95

1 INTRODUÇÃO

O biodiesel consiste em um combustível renovável obtido a partir da esterificação de ácidos graxos ou transesterificação de triglicerídeos com metanol, etanol ou álcool isopropílico. O produto desta reação pode ser para o caso de ácidos graxos um éster e água ou para o caso dos triglicerídeos, glicerol e ésteres. Como matérias primas são utilizados óleos e gorduras tanto de origem animal como vegetal e álcoois, sendo as principais, o óleo de soja e o metanol (BIODIESELBR, 2019).

A principal aplicação do biodiesel é para aditivar o diesel oriundo do petróleo, sendo que a sua adição e especificação de propriedades físicas, químicas e físico-químicas regulamentadas pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP). Desta forma, um combustível de menor impacto ambiental pode ser queimado em motores convencionais (SCHUMACHER, 2003).

A demanda de mercado do biodiesel está em expansão, devido às regulamentações e legislações vigentes. Destacam-se a Lei Nº 13033 de 24 de setembro de 2014 que determina a adição mínima de 10% de biodiesel para o diesel e a resolução Nº 16 de 29 outubro de 2018 que determina a adição de biodiesel ao diesel de 11% até 15%, aumentando gradativamente ano após ano, até 2023.

Diversos estudos de catalisadores foram realizados na modernidade para aumentar a conversão da reação de transesterificação, como os apresentados por Sahu et al. (2018), dentre estes estudos os catalisadores são divididos como homogêneos ácidos ou básico, heterogêneos ácidos ou básicos e enzimáticos. Atualmente, a principal rota de catálise para produção de biodiesel é a catálise homogênea básica, devido a tecnologia consolidada e condições operacionais mais brandas (BIODIESELBR, 2019).

Optar pelo uso de um catalisador sólido acarreta em uma etapa de separação mais simples visto que o catalisador, usualmente um sólido, é de fácil remoção do sistema (Sahu et al., 2018). Porém a catálise heterogênea apresenta como dificuldade de obter o mesmo rendimento e conversão para condições operacionais parecidas à homogênea, uma vez que apresenta uma menor área de contato entre o catalisador e o meio reacional. Muitos estudos são desenvolvidos para contornar esta barreira, destacando como principais catalisadores os óxidos de alumínio (Al), de cálcio (Ca), de magnésio (Mg), de tungstênio (W) (Borges e Dias, 2012). Segundo Kouzu (2018), o CaO merece destaque entre esses catalisadores, devido a sua elevada disponibilidade industrial, e conseqüente baixo custo, e da sua elevada basicidade e disponibilidade de sítios ativos. Em estudos, como o de Miladinovic et al. (2015), com a

utilização de óxido de cálcio é possível obter-se, mesmo com temperatura, pressão e tempo de reação próximos à catálise homogênea, uma conversão molar de óleos e gorduras em biodiesel de aproximadamente 98%.

1.1 OBJETIVO

O projeto visa à implantação de uma planta industrial no ramo produtivo de derivados de óleos e gorduras e setor gliceroquímico, mais especificamente na produção de biodiesel. O empreendimento tem a finalidade de ser uma planta pioneira no Brasil, a partir da produção de biodiesel utilizando matérias primas de baixo valor agregado, ricas em triglicerídeos, por meio de rota catalítica heterogênea. Estabelece para esta análise uma estratégia de produção, baseada na escolha de uma rota tecnológica de produção e purificação, sendo realizados cálculos de projeto, incluindo balanço de massa, energia e dimensionamento dos equipamentos e utilidades. Apresenta-se, por fim, uma análise econômica determinando a viabilidade financeira do projeto.

1.2 A EMPRESA

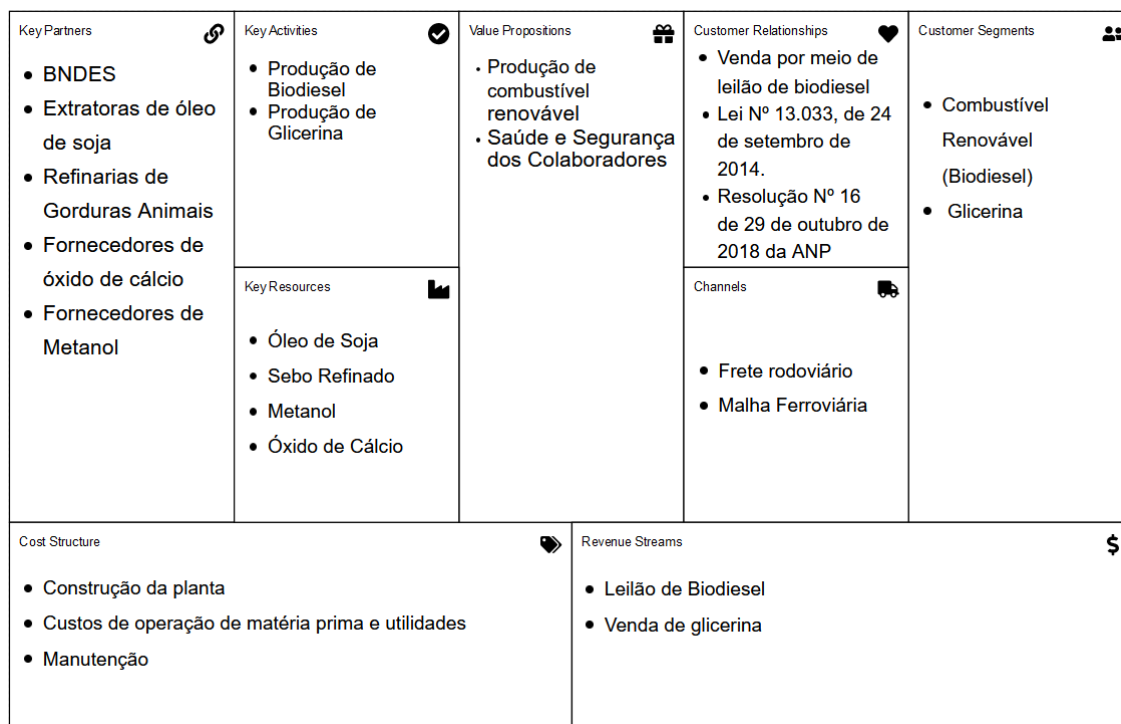
A indústria produtora de biodiesel irá denominar-se BioFAMEs®, apresentando uma capacidade instalada de produção de 250 kton ao ano e localizando-se no município de Cruz Alta, no Estado do Rio Grande do Sul, Brasil. A empresa possuirá 125 funcionários e trabalhará em 3 turnos diários totalizando uma operação de 24 horas por dia durante 350 dias do ano, programando-se uma parada operacional anual de 15 dias.

1.2.1 Modelo de Negócio

O modelo de negócio da BioFAMEs®, apresentado em modelo canvas pela Figura 1, é baseado na parceria com fornecedores de matéria prima e na produção de biodiesel e glicerina, seguindo os parâmetros especificados pelos órgãos reguladores do mercado. Tendo como propósito de valor a segurança e saúde de seus colaboradores na produção de um combustível renovável, a BioFAMEs® dispõe de um modal rodoviário e ferroviário para o escoamento de sua produção.

O projeto apresenta-se como um empreendimento capaz de suprir a demanda crescente do mercado nacional, aplicando uma tecnologia ambientalmente sustentável e de menor custo operacional frente a tecnologia homogênea mundialmente aplicada.

Figura 1 - Modelo de negócio.



Fonte: Autores (2021).

1.2.2 Exigências Legais

As exigências legais relacionadas ao projeto BioFAMES® são caracterizadas pelo licenciamento de operação e produção, relacionadas então às instalações de processo, e pelo licenciamento do produto, relacionadas a qualidade e composição. Desta forma, apresenta-se nas seções subsequentes as mínimas licenças ambientais que fazem parte deste projeto e as especificações do biodiesel, as quais devem ser obtidas para sua comercialização.

1.2.2.1 Licenciamento Ambiental

O licenciamento ambiental ou licença ambiental é o documento emitido por um órgão governamental ambiental competente, que delimita condições, restrições e medidas de controle ambiental a serem seguidas por uma empresa, corroborando assuntos como a geração de

líquidos e gases poluentes, resíduos sólidos, ruídos e o potencial de explosões e de incêndios (FIRJAN, 2004).

A obrigatoriedade do licenciamento ambiental em todo território nacional é determinada pela Lei Federal 6.938/81, sendo que as organizações potencialmente poluidoras que não o possuírem não tem seu funcionamento autorizado. Caso o haja um descumprimento desta lei, as empresas estão sujeitas às punições impostas pela Lei de Crimes Ambientais. O cumprimento dos preceitos impostos pela licença ambiental mostra-se ainda mais importante, pois é exigido cada vez mais pelo mercado, órgãos de financiamento e de incentivos governamentais, como o BNDES (FIRJAN, 2004).

Dentre os empreendimentos que devem ser submetidos ao Licenciamento Ambiental e mencionados pela resolução N° 237 do CONAMA estão as indústrias de fabricação de produtos químicos em que se enquadra o projeto proposto neste documento. Dessa forma, a empresa BioFAMES® compromete-se a atender os requisitos impostos pela Fundação Estadual de Proteção Ambiental do Rio Grande do Sul (FEPAM) a fim de adquirir as seguintes licenças:

1. A Licença Prévia (LP) na fase preliminar do projeto, avaliando os conceitos básicos a serem atendidos quanto à viabilidade ambiental das etapas de localização, instalação e operação do empreendimento;
2. A Licença de Instalação (LI) autorizando o início da implantação do empreendimento de acordo com seu Projeto Executivo;
3. A Licença de Operação (LO) autorizando o início da operação do processo licenciado, assim como o funcionamento de seus equipamentos de controle de poluição, conforme previsto nas licenças anteriores (NASCIMENTO, 2015).

1.2.2.2 Biodiesel

No Brasil, a regulação, fiscalização e monitoramento das atividades econômicas integrantes da indústria do petróleo cabem à ANP - Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis a qual a fixa o percentual de adição de até 15% (quinze por cento), em volume, de biodiesel ao óleo diesel vendido ao consumidor final, para efeitos de diminuição de emissão de gases poluentes. A resolução N° 16, de 29 de outubro de 2018, dispõe sobre a evolução da adição obrigatória de biodiesel ao óleo diesel, o qual deve ser de 1% a cada ano, partindo de 11% no ano de 2019. Assim deveria se ter na data de publicação de trabalho uma adição de 13% de biodiesel em diesel comum, porém devido às questões econômicas impostas

pela pandemia de COVID-19 esta adição foi reduzida ao valor de 10% em setembro de 2020 pela ANP. Segundo a Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais (Abiove), a produção e consumo previsto para o ano de 2020 do biocombustível é de 7 bilhões de litros.

Para assegurar a qualidade do biodiesel produzido e sua utilização, é necessário que o mesmo esteja especificado em determinados parâmetros físico-químicos e químicos. Estes parâmetros são delimitados pela resolução N° 45 de 25/08/2014 da ANP (Anexo A), bem como os ensaios e metodologias que este combustível deve atender.

1.2.3 Matéria-prima

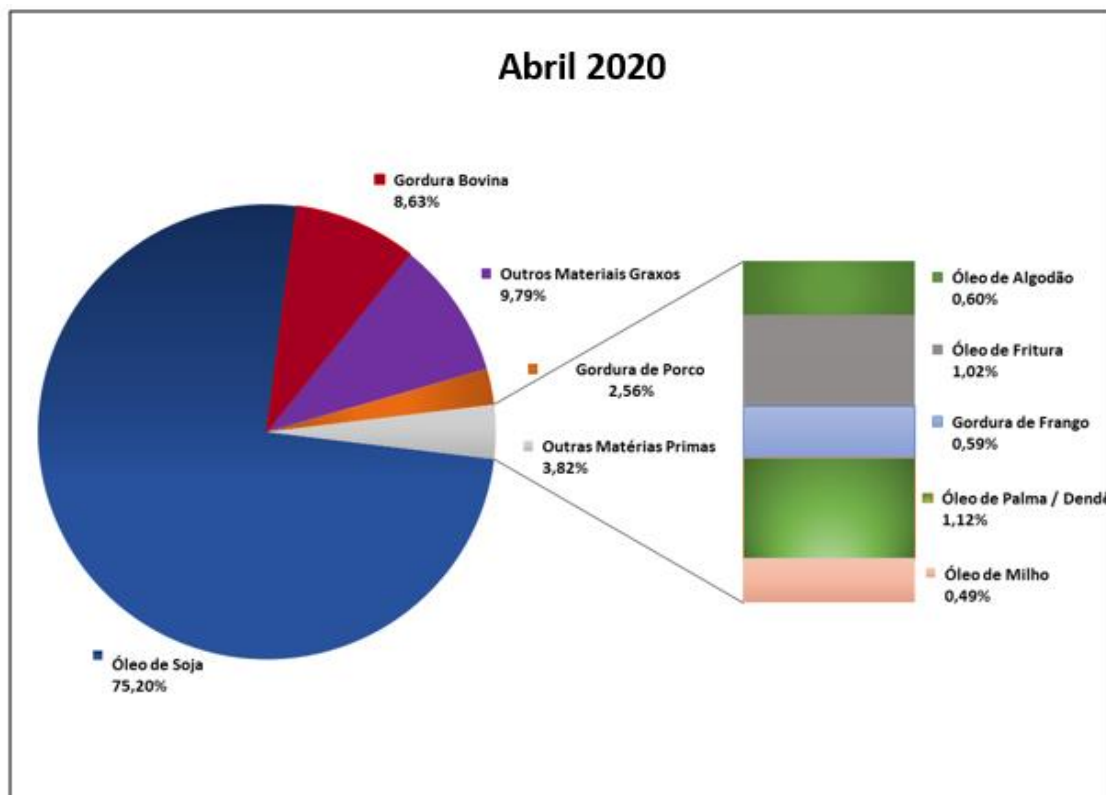
Nem toda matéria-prima pode ser utilizada para a obtenção de um produto que atenda às especificações internacionais do biodiesel. Isso ocorre porque algumas delas apresentam propriedades não ideais que são transferidas para o biocombustível e que o torna inadequado para uso direto em motores à diesel (BIODIESELBR, 2019). Uma propriedade indesejada é a baixa estabilidade à oxidação, que torna o armazenamento do biodiesel mais complexo e compromete o seu uso direto em motores. Por outro lado, viscosidades muito altas são tecnicamente indesejáveis; por exemplo, o óleo de mamona produz ésteres de viscosidade superior aos limites estabelecidos pela especificação do motor e esses, portanto, não podem ser classificados como biodiesel (SCHUMACHER, 2003).

A viabilidade de uma matéria-prima depende de sua competitividade tanto técnica quanto econômica e socioambiental, passando inclusive por importantes aspectos como: o teor de óleo vegetal e a complexidade exigida no processo de extração, a produtividade por unidade de área, a demanda de diferentes sistemas produtivos, o ciclo de vida da planta (sazonalidade), sua adaptação territorial, e o impacto socioambiental de seu desenvolvimento (BIODIESELBR, 2019).

Qualquer óleo vegetal pode ser usado como matéria-prima para biodiesel, assim como óleos produzidos por microrganismos e até óleos usados em frituras, como gordura natural ou hidrogenada, sebo, banha, óleo de peixe, entre outros (SCHUMACHER, 2003). A matéria-prima utilizada está diretamente relacionada com o produto final, tendo suas características refletidas no combustível, assim como suas propriedades físico-químicas e sua própria estrutura (RAMOS, 2016). Além disso, propriedades do biodiesel no motor, como o funcionamento, depósito de partículas no sistema e ainda o tipo de gases poluentes produzidos derivam do tipo de material de partida utilizado no biocombustível.

A maior parte do biodiesel produzido no Brasil é de origem vegetal, sendo que a matéria-prima predominante é a soja e em segundo lugar o sebo bovino (BIODIESELBR, 2019). Outros óleos vegetais que estão presentes na produção brasileira ou que são apostas para um futuro próximo são o algodão e o dendê. Entretanto, o Brasil tem uma ampla variedade de óleos vegetais que poderia empregar na indústria de biodiesel, como o girassol, o milho, a canola, o babaçu, o buriti, o dendê, a macaúba e o amendoim (BIOBLOG, 2016). A Figura 2 demonstra o perfil de matérias primas utilizadas nacionalmente para a produção de biodiesel no mês de abril de 2020, segundo relatório anual da ANP.

Figura 2 - Perfil de matérias primas para a produção de biodiesel.



Fonte: ANP (2020).

As gorduras animais usadas para produzir biodiesel incluem sebo, banha, gordura de peixe e gordura de frango. Em comparação com as matérias-primas vindas de plantas, estas gorduras frequentemente oferecem uma vantagem econômica, pois muitas vezes têm preços favoráveis para produção de biodiesel, sendo um efluente ou um subproduto do processamento de carnes (KNOTHE *et al*, 2006). O éster metílico de gordura animal possui algumas vantagens como propriedades não corrosivas, limpas e renováveis. O óleo de origem animal tende a ter uma quantidade superior de ácido graxos livres (AGL) solúveis, o que dificulta o processo de

produção de biodiesel tradicional com metanol e catálise básica com hidróxido de sódio (NaOH) (CORONADO, 2010).

1.2.4 Capacidade de Produção

A capacidade de produção da BioFAMES[®] será de 800 m³/dia de biodiesel, representando aproximadamente de 5% da produção mensal brasileira e 11% da produção mensal da região Sul, sendo esta referente ao produto especificado, conforme Resolução ANP n° 729/2018 e Resolução ANP n° 734/2018, e com base nos dados apresentados no Sistema de Movimentação de Produtos da ANP em 23/03/2020.

Deste modo, a empresa destaca-se como expoente no ramo, sendo competitiva às já consolidadas concorrentes de mercado, com um custo estimado de produção menor devido a rota tecnológica aplicada.

1.2.5 Localização da Empresa

A BioFAMES[®] possui como sua unidade matriz a planta industrial localizada na cidade de Cruz Alta, no Estado do Rio Grande do Sul. Instalada na Rua Alois Olders (latitude - 28.678133, longitude -53.612033), é a 10^a usina produtora de biodiesel no estado, e a primeira na cidade. Possui como rotas de acesso por via rodoviária pela RS-342 - principal interligação com a BR-285 (que corta horizontalmente a porção Norte do Estado do Rio Grande do Sul), e a BR-158 (principal rota de escoamento de produtos do Estado, pois interliga a região Sul ao Centro-Oeste brasileiro), e por via ferroviária a EF-151 (ferrovia brasileira mais conhecida como Ferrovia Norte-Sul).

1.3 OS PRODUTOS

A BioFAMES[®] tem como principal produto o biodiesel, produzido através da reação de transesterificação dos óleos e gorduras, e como co-produto a glicerina, resultante também da reação de transesterificação, sendo produzida a uma proporção estequiométrica de 10,4% em massa.

1.3.1 Descrição

O biodiesel é um combustível biodegradável, podendo ser obtido a partir de óleos vegetais e animais, utilizando diferentes reações, sendo estas a transesterificação, o craqueamento e a esterificação. Os compostos que constituem o biodiesel são ésteres de ácidos graxos, ésteres de alquila (provenientes de ácidos carboxílicos) e hidrocarbonetos. Esse combustível pode ser utilizado em carros e caminhões que funcionam com motores à diesel.

No Brasil, o biodiesel é misturado junto ao diesel comum, com uma proporção convencionalizada pela Agência Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis (ANP). Além de outras especificações, o teor de água limite que pode estar presente no biodiesel, de acordo com a ANP, é de 200 mg por kg de produto, enquanto o teor mínimo de ésteres é de 96,5% em massa.

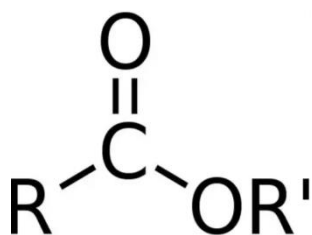
A glicerina é um álcool podendo ser obtido a partir da reação de transesterificação de glicerídeos, ou a partir da reação de saponificação de óleos e gorduras. Esta possui ampla aplicação na indústria, segundo a enciclopédia Britannica a glicerina é utilizada como matéria prima para a produção de nitroglicerina, emulsificantes alimentícios, vetor e solvente de remédios e componente de produtos cosméticos.

A glicerina pode ser classificada como *crude*, com teor de 1,2,3-propanotriol de até 83%, técnica com teor mínimo de 98% e técnica *United States Pharmacopeia* (USP) com teor mínimo de 99,70%.

1.3.2 Principais Características

A composição do biodiesel é constituída basicamente de ésteres de ácidos graxos e de alquilas, bem como hidrocarbonetos, desse modo, sua estrutura química é composta por diferentes moléculas. As principais moléculas constituintes do biodiesel são os ésteres de ácidos graxos, que são representados genericamente pela Figura 3.

Figura 3 - Representação genérica de uma molécula de éster.



Fonte: Toda Matéria (2020).

Os ésteres com maior participação na composição do biodiesel são os metílicos, etílicos e propílicos, dependendo da natureza do álcool reagente, bem como da matéria prima animal ou vegetal. Comumente utiliza-se metanol como reagente, obtendo-se ésteres metílicos de cadeia variada, obtendo-se então o FAME, do inglês *Fatty Acid Methyl Ester*.

1.3.3 Propriedades Físico-Químicas

O biodiesel é um fluido em estado líquido de coloração amarelo escuro. A sua viscosidade cinemática, a 40°C, se estabelece na faixa de 3 a 6 mm²/s, enquanto a densidade varia entre 850 a 900 g/L, dependendo da matéria prima utilizada. O ponto de fulgor, isto é, a menor temperatura na qual o líquido libera vapor em quantidade suficiente para que esse seja inflamável, é 100°C, mais alto que o do diesel de petróleo (64 °C).

Além disso, o poder calorífico do biodiesel é de cerca de 37,27 MJ/L, 9% menor que o do diesel derivado do petróleo. É imiscível com água e tem alto ponto de ebulição e baixa pressão de vapor.

1.3.4 Principais Aplicações

A principal aplicação do biodiesel é justamente como combustível para motores que funcionam a diesel, sendo então adicionado na mistura do diesel comum. Outra possível aplicação do biodiesel, porém utilizada com expressão menor, é a de óleo para aquecimento e lubrificantes. O biodiesel, segundo a EN 15940, pode ser aditivo de até 7% em massa em biocombustíveis avançados (de segunda geração).

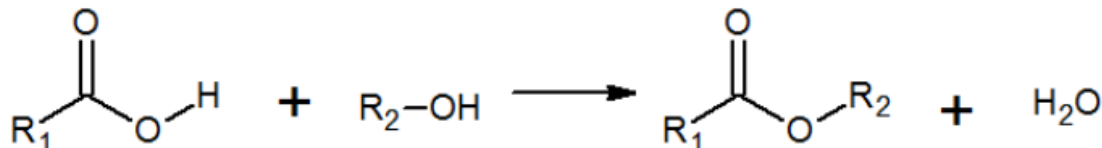
2 SELEÇÃO DE TECNOLOGIA PARA PRODUÇÃO DE BIODIESEL

O biodiesel, tratando-se de um éster, é obtido por rotas reacionais da matéria prima por esterificação e/ou transesterificação, sob catálise com uso de químicos em fase homogênea ou heterogênea, ou até, sob catálise utilizando enzimas. Desta forma, apresenta-se nesta seção, os principais pontos de cada rota tecnológica para a produção de biodiesel, bem como as buscas e justificativas para o processo empregado na BioFAMES®.

2.1 ESTERIFICAÇÃO

O processo de esterificação consiste em uma reação de substituição na qual um ácido carboxílico reage com um álcool ocasionando a formação de uma molécula de éster e outra de água. O mecanismo responsável pela reação de esterificação pode ser observado na Figura 4.

Figura 4 – Reação de esterificação.



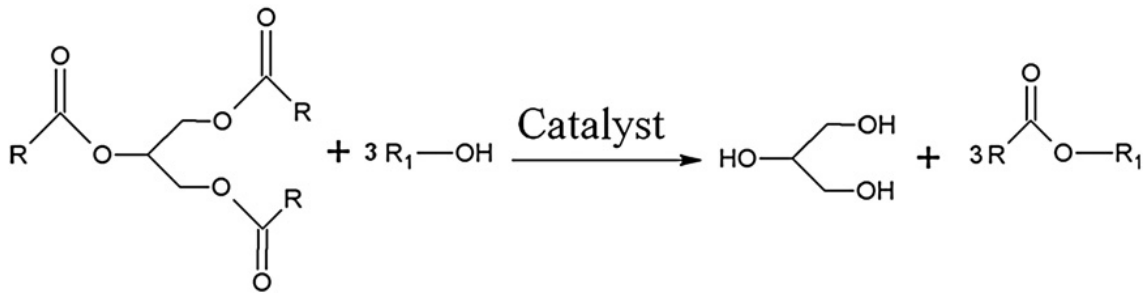
Fonte: SAMIOS *et al.* (2009).

Para a produção do biodiesel faz-se uso de ácidos graxos presentes nas gorduras vegetais e animais (matérias primas do biodiesel) com um álcool para a obtenção de um éster. A esterificação é usualmente usada quando a matéria prima apresenta uma elevada acidez, para reagir ácidos graxos livres com metanol na presença de um catalisador normalmente ácido, evitando assim a desativação do catalisador e evitar que ocorra a reação de saponificação.

2.2 TRANSESTERIFICAÇÃO

A transesterificação consiste em uma reação de substituição no qual um éster reage com um álcool para a formação de um novo éster e um novo álcool. A estequiometria da reação de transesterificação pode ser observada na Figura 5.

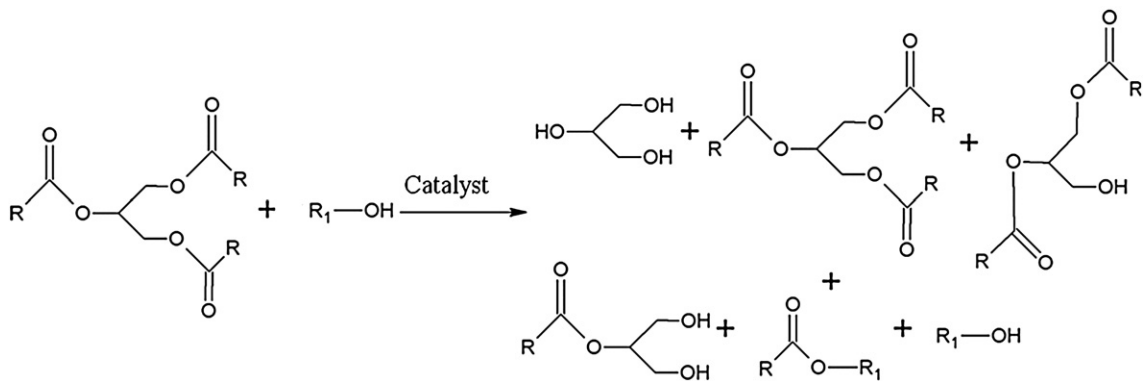
Figura 5 – Reação de transesterificação ideal.



Fonte: SAMIOS *et al.* (2009).

A reação de transesterificação é uma reação de equilíbrio composta por duas etapas intermediárias, sendo que a primeira consiste na formação de diglicerídeos a partir dos triglicerídeos, a segunda na formação de monoglicerídeos, a partir dos diglicerídeos, completando a reação com formação dos ésteres finais, a partir dos monoglicerídeos (KNOTHE *et al.*, 2006). Estas etapas intermediárias (Figura 6) apresentam velocidade de reação superior à formação do éster final, assim sendo recomendado a utilização de excesso de metanol, deslocando-se o equilíbrio reacional para a formação dos produtos principais (Likozar, 2014).

Figura 6 – Reação de transesterificação com intermediários de reação.



Fonte: SAMIOS, 2009.

Para a produção do biodiesel reage-se triglicerídeos, usualmente de origem vegetal, com um álcool simples, como o metanol, junto da presença de um catalisador, normalmente básico. No caso do biodiesel, opta-se pelo uso de um catalisador básico visto que a reação é consideravelmente mais rápida que por catálise ácida (Fukuda, 2001). No entanto, ressalta-se que quando o óleo usado apresenta um elevado grau de acidez e umidade ocorrerá o processo de saponificação. A produção de biodiesel a partir da transesterificação do óleo de soja é a rota mais aplicada no Brasil (KNOTHE *et al.*, 2006).

2.3 ROTA HOMOGÊNEA

Tradicionalmente, a indústria do biodiesel opta pelo uso de um catalisador homogêneo (KNOTHE *et al.*, 2006). Segundo a IUPAC (*International Union of Pure and Applied Chemistry*), em uma reação com catálise homogênea faz-se uso de um catalisador em uma fase igual à dos componentes da reação, visto que de tal maneira o contato entre os elementos envolvidos na reação é maior. Os catalisadores homogêneos mais empregados são soluções de ácido sulfúrico, para rota ácida, e de hidróxido de sódio, para as rotas básicas (KNOTHE *et al.*, 2006).

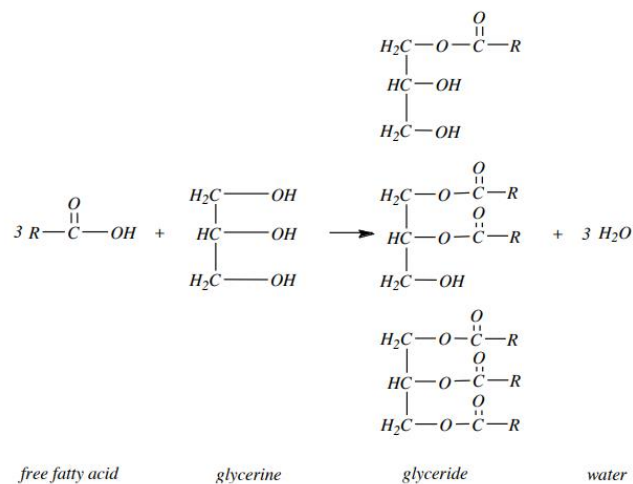
A escolha por este tipo de catalisador acarreta na adição de água ao sistema bem como demanda uma etapa de separação mais elaborada, o que resulta em um aumento do custo operacional da planta (PRICE *et al.*, 2014). A indústria de produção de biodiesel usa, em sua maioria, uma solução de hidróxido de sódio, ou seus derivados, pois a reação de transesterificação catalisada por base é até 4000 vezes mais rápida que a catalisada por ácido. No entanto, seu uso, como já mencionado, pode ocasionar a saponificação dependendo das características da matéria prima (KNOTHE *et al.*, 2006).

2.3.1 Glicerólise

A produção de biodiesel a partir de uma rota de catálise básica homogênea tende a produzir sabões como reação secundária, proveniente da reação do ácido graxo livre (AGL) com o catalisador básico, como os catalisadores NaOH ou KOH. Segundo Wong *et al.* (2019), o óleo utilizado no reator necessita de uma fração mássica menor que 1% de acidez livre, necessitando de refino ou pré-tratamento caso a matéria-prima não atenda esta especificação, quando é adotada a catálise básica homogênea. Desta forma, aumenta-se os custos de operação da produção de biodiesel, uma vez que os custos relacionados à matéria-prima aumentam.

Uma forma de pré-tratamento do óleo para redução dos ácidos graxos livres é o processo de glicerólise, que consiste em reagir a glicerina com o ácido graxo livre, para produzir mono, di e triglicerídeos, conforme representado na Figura 7 (JANSRI, 2015).

Figura 7 – Reação de glicerólise.



Fonte: JANSRI (2015).

A reação de glicerólise ocorre em uma faixa elevada de temperatura de 180 a 220 °C, com ou sem a presença de catalisador, sendo uma desvantagem a produção de água no reator. Segundo Islam *et al.* (2016), a remoção de água do reator aumenta o rendimento, uma vez que trata-se de uma reação reversível, reduzindo o tempo de reação.

Segundo Jackam (2007), a utilização da glicerólise possibilita a produção de glicerina com 95,0 a 99,7 % de pureza e com uma fração mássica de 0,5% de sal, devido à menor formação de sabões e menor dosagem de catalisador. No processo descrito pela patente americana, uma válvula no topo do reator permite a saída de uma corrente de água no estado vapor e glicerina líquida, sendo que a glicerina removida no topo do reator é refluxada para o reator.

Após a reação de glicerólise, o produto da reação, mono, di e triglicerídeos, juntamente com a glicerina, são resfriados e alimentados no reator de transesterificação. Sendo que o resfriamento é necessário devido a temperatura de operação do reator de transesterificação ser entre 55 e 65 °C. O metanol é alimentado no reator com 200% da razão estequiométrica e é utilizada a catálise homogênea básica no reator.

Após a etapa de reação de transesterificação, a purificação da glicerina segue da mesma forma que o processo convencional, o biodiesel e a glicerina são separados em decantadores, o excesso de catalisador é neutralizado. São utilizadas torres de destilação para a separação do metanol úmido do biodiesel e da glicerina, com a exceção que parte do produto de fundo da torre de destilação, a glicerina, retorna para o processo para ser aquecida e alimentada no reator de glicerólise.

A utilização da reação de glicerólise no processo de produção de biodiesel consiste em utilizar a glicerina produzida na reação de transesterificação para a reação de glicerólise, podendo esta ser glicerina loira (*crude glycerin*) reduzindo o custo de pré-tratamento do óleo.

2.4 ROTA HETEROGÊNEA

Segundo a IUPAC, em uma reação com catálise heterogênea faz-se uso de um catalisador que se encontre em uma fase diferente da qual os componentes da reação, normalmente o catalisador em questão é um sólido e a reação é catalisada na superfície do sólido, de tal maneira o contato entre as fases é menor.

Pode-se dividir os catalisadores heterogêneos em dois grupos: os catalisadores básicos e os catalisadores ácidos (Sahu *et al.*, 2018). Comparativamente, os catalisadores básicos apresentam a vantagem de possuírem maior número de sítios ativos (Thangaraj *et al.*, 2019), o que leva a maiores conversões para condições reacionais mais brandas, menor temperatura e menor razão de metanol-óleo. Por outro lado, catalisadores ácidos possuem a vantagem de poder operar com maior concentração de ácidos graxos livres (AGLs).

Os catalisadores heterogêneos, assim como os catalisadores homogêneos, podem ser empregados de forma a propiciar diferentes mecanismos de reação, sendo que os mais empregados são óxidos de metais de transição, para o caminho reacional ácido, e sais de metais alcalinos ou alcalinos terrosos, para o caminho reacional básico (Sahu *et al.*, 2018). Optar pelo uso de um catalisador sólido acarreta em uma etapa de separação mais simples visto que o catalisador, usualmente um sólido, é de fácil remoção do sistema. Devido a este fato, inúmeras pesquisas surgiram com o intuito de encontrar catalisadores que acarretem em um tempo reacional igual ou inferior quando comparado com as opções homogêneas, como pode ser observado no trabalho de Borges e Dias (2012). Os principais catalisadores heterogêneos são os óxidos de alumínio (Al), cálcio (Ca), magnésio (Mg), tungstênio (W), zinco (Zn) e zircônio (Zr); para estes, organizou-se a tabela 1, comparando os catalisadores.

Tabela 1 - Alguns catalisadores heterogêneos para produção de biodiesel.

(continua)				
Catalisador	Temperatura (K)	Porcentagem em massa (%)	FAME	Tempo de residência (h)
CaO (sem calcinar)	333	1	60%	1,5

Tabela 1 - Alguns catalisadores heterogêneos para produção de biodiesel.

Catalisador	Temperatura (K)	Porcentagem em massa (%)	FAME	(conclusão)
				Tempo de residência (h)
CaO (calcinado à 973K)	333	1	> 90%	1,5
MgO	573	1,29	91%	0,1667
WO ₃ /ZrO ₃	348	0,2	70%	1
AlCl	333	2,5	95%	3
ZnO	333	2,5	98,03%	3

Fonte: Kouzu e Hidaka (2012).

A partir da Tabela 1 é possível observar que tanto os catalisadores a base de alumínio quanto o de zinco apresentam tempo de residência muito maior que os demais, já os catalisadores de tungstênio, zircônio e cálcio não calcinado apresentam um valor de conversão menor do que o necessário para um processo viável. Catalisadores como o óxido de magnésio necessitavam de temperaturas de operação muito altas, por isso optou-se pelo óxido de cálcio calcinado pois este apresentava um bom tempo de residência junto com uma boa conversão e baixa temperatura de operação.

2.5 ROTA ENZIMÁTICA

Em comparação a catálise convencional, a produção de biodiesel através da transesterificação por rota enzimática, é considerada uma alternativa “verde” devido a benefícios ambientais (PRICE *et al.*, 2014). Esta tecnologia é bastante atrativa pois tem-se a produção de biodiesel com alta pureza sem a necessidade de longas etapas de purificação do produto, facilidade de separação dos produtos da reação, condições operacionais mais brandas, glicerina com teor de contaminação baixo, além de ser possível utilizar matérias primas com alto teor de ácidos graxos livres. (KNOTHE *et al.*, 2006).

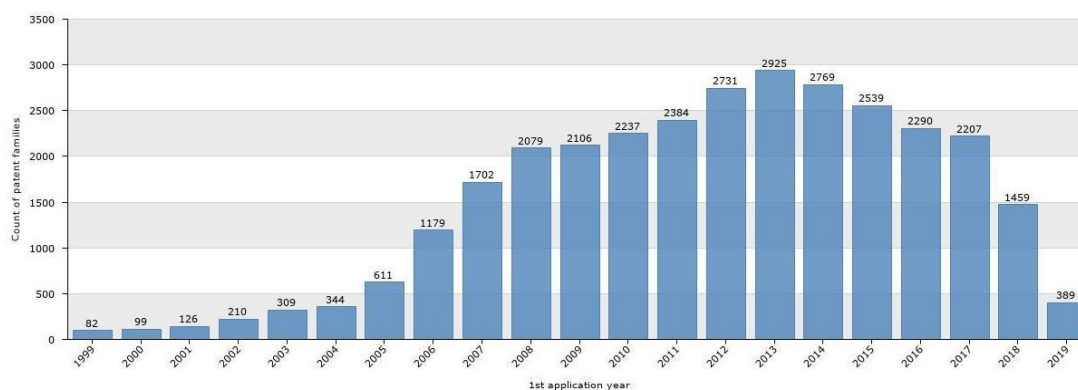
Porém, esta rota apresenta dificuldades quando se tenta a aplicação em um processo de produção em grande escala. Um dos principais obstáculos que o processo enzimático enfrenta é o alto custo associado ao catalisador (a própria enzima), as taxas de reação menores quando comparadas aos processos catalisados por produtos químicos, e a perda da atividade enzimática devido ao excesso de reagentes alcoólicos e ao reciclo de células. (JEGANNATHAN e ABANG, 2008).

Muitos trabalhos científicos são desenvolvidos nesta área, como os apresentados por Sandoval (2017), buscando-se a aplicação de diferentes tipos de enzimas para a obtenção de uma reação com alto índice de conversão e baixo tempo reacional, em condições semelhantes às do processo convencional. Algumas patentes estão sendo desenvolvidas para retenção dessa tecnologia, como por exemplo a desenvolvida por Hama *et al.* (2011), visando um processo contínuo de produção de biodiesel e glicerol em reator de leito fixo.

2.6 ESTUDO DA ROTA ABORDADA

Para a seleção da tecnologia empregou-se uma análise prévia das patentes destinadas ao processamento de biodiesel no mundo (Figura 8), utilizando a plataforma Questel Orbit em outubro de 2019. Desta, percebe-se que entre os anos de 2008 e 2016 ocorre um pico de registros, o que demonstra um estudo árduo, contínuo e crescente de tecnologias na área analisada, e que a partir deste período têm-se um declínio no número de registros, permitindo inferir que houve uma estabilização e consolidação das tecnologias na área.

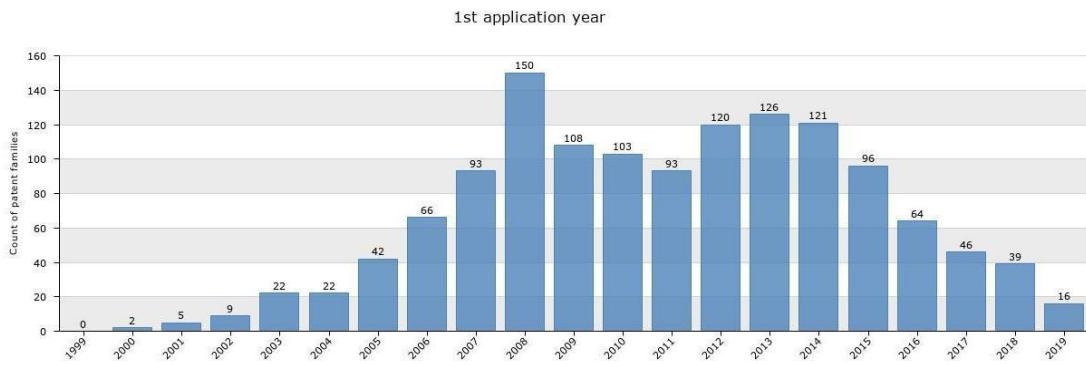
Figura 8 - Número de patentes relacionadas a biodiesel por ano.



Fonte: Questel Orbit (2019).

Além da análise das patentes relacionadas somente com biodiesel, fez-se o estudo filtrando os registros referentes ao processo de produção de biodiesel por rota heterogênea (figura 9). Novamente percebe-se o pico entre 2008 e 2006 e o declínio nos últimos anos, demonstra que a tecnologia voltada para a catálise heterogênea na produção de biodiesel está se tornando consolidada.

Figura 9 - Número de patentes relacionadas a catálise heterogênea de biodiesel por ano.



Fonte: Questel Orbit (2019).

O Brasil é o nono país com maior número de patentes registradas (Figura 10) no mundo e sexto quando se têm apenas patentes de produção de biodiesel por rota heterogênea (Figura 11). Desta forma, infere-se que o país é uma possível fonte de investimento no desenvolvimento de tecnologias voltadas para a produção de biodiesel.

Figura 10 - Mapa com o número de patentes registradas e em vigor nos diferentes países do mundo.

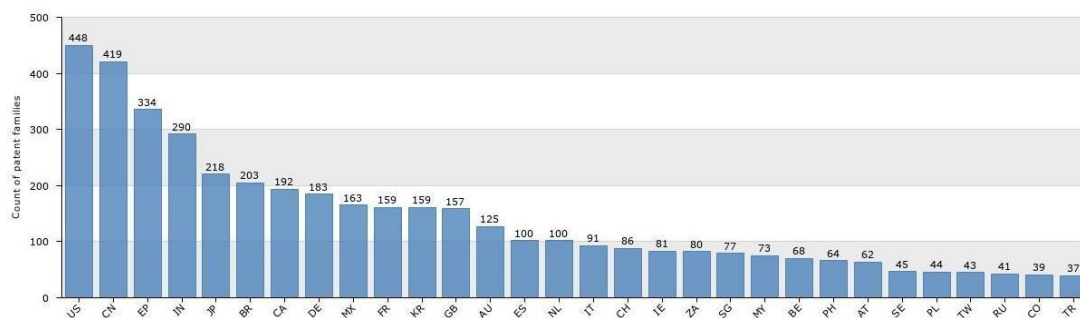


Fonte: Questel Orbit (2019).

Esta análise de patentes na plataforma Questel Orbit resultou em mais de 500 patentes referentes à produção de biodiesel (especificamente FAME) via rota heterogênea, sendo 17% oriundas do continente americano e 35% do continente asiático. Majoritariamente estas patentes abordavam a utilização de diferentes tipos de catalisadores heterogêneos, em leito fixo, demonstrando a conversão obtida em condições específicas de processo, não consolidando um

processo completo com purificação ou descrevendo etapas anteriores e/ou posteriores ao processo reacional. Desta forma, apresenta-se no item 2.2 possíveis rotas de obtenção dos produtos da BioFAMES[®] resultantes tanto dos estudos dos processos envolvidos nas patentes quanto em estudos de artigos.

Figura 11 - Número de patentes registradas envolvendo catálise heterogênea e biodiesel em vigor nos diferentes países do mundo.



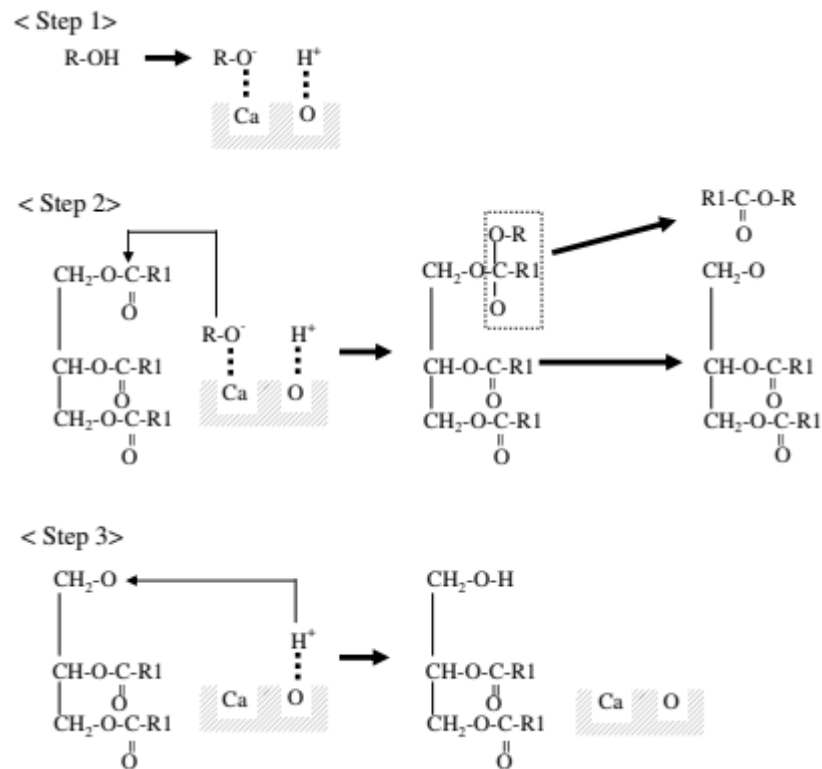
Fonte: ORBIT (2019).

2.6.1 A utilização de óxido de cálcio (CaO)

A partir da análise da Tabela 1, optou-se pela utilização de um catalisador básico para o presente processo, pois ainda pode operar com concentrações de AGLs superiores a catálise homogênea básica, apresentando menor tempo de reação e temperatura frente a catálise heterogênea ácida. Desta forma, buscou-se a execução de uma revisão bibliográfica para a seleção do catalisador básico mais adequado, resultando em mais de 60% das buscas em compostos contendo óxido de cálcio. Dito isto, elencou-se o óxido de cálcio como promotor do sítio ativo de catálise do processo da BioFAMES[®].

Segundo Chouhan e Sarma (2011), o óxido de cálcio (CaO) consiste em um catalisador heterogêneo para a esterificação e transesterificação mais barato, com menor impacto ambiental, apresenta baixíssima solubilidade no metanol, e quando comparado a KOH (hidróxido de potássio) e NaOH (hidróxido de Sódio) é de mais fácil utilização uma vez que a etapa de purificação é simplificada. Entretanto apresenta as desvantagens de sofrer adsorção de dióxido de carbono, água e a formação de CaCO₃, o que pode ser superado pelo processo de sinterização a temperaturas de aproximadamente 600 a 1000 °C.

Figura 12 – Mecanismo da reação de transesterificação com o CaO como catalisador.



Fonte: KOUZU (2008).

Segundo Kouzu (2018), o CaO é um dos catalisadores heterogêneos básicos mais promissores dentre os óxidos metálicos, devido a sua elevada disponibilidade industrial, e consequente baixo custo, e da elevada basicidade. Ao analisar-se a tabela periódica, comparando-se os metais do grupo II, observa-se que o CaO apresenta caráter básico mais forte que o óxido de magnésio (MgO) e menor que o óxido de estrôncio (SrO) e óxido de bário (BaO). Conseqüentemente o CaO possui maior atividade que o MgO e menor atividade que o SrO, e este menor que o BaO. Entretanto, o BaO é muito solúvel e o SrO é completamente solúvel no meio reacional. Desta forma, o óxido de cálcio também apresenta melhor relação entre a atividade do catalisador e a lixiviação do catalisador pelo meio reacional.

No estudo de Miladinovic *et al.* (2015), propõe-se o uso de reatores de leito fixo (PBR) devido a seu baixo custo e facilidade de implementação, além deste ser um dos tipos de reatores mais estudados na área de catálise heterogênea. Os resultados de Miladinovic *et al.* (2015) com um reator PBR utilizando óxido de cálcio e como matéria prima óleo de girassol, foram de um rendimento molar de 98,5% com uma razão de vazão mássica de óleo por massa de catalisador de 0,376. Este estudo demonstrou que por 30 horas o catalisador permaneceu estável, sem que ocorresse desativação ou lixiviação.

Segundo Willians *et al.* (2018), descrito na patente americana de número US 10.590.061, um processo via catálise heterogênea, utilizando trióxido de molibdênio suportado em alumina e dopado com óxido de cálcio em reator do tipo PBR, demonstra elevada conversão (acima de 98 % em mol). No processo, a razão de vazão mássica por massa de catalisador foi descrita de 0,4 kg/(hkg) e temperatura de reação entre 200 e 210 °C.

Os dois principais problemas na utilização de óxido de cálcio são a desativação e a lixiviação do catalisador. A lixiviação do catalisador ocorre, principalmente, devido a formação do digliceróxido de cálcio, produto da reação entre o óxido de cálcio e da glicerina em temperaturas próximas a 75°C, sendo este solúvel no meio reacional (Yoosuk *et al.*, 2010). A desativação do catalisador está ligada à sua lixiviação e ao bloqueio de sítios ativos por moléculas orgânicas do meio reacional (Marinković *et al.*, 2016). Segundo Yoosuk *et al.* (2010), em temperaturas inferiores a 70°C a reação de formação de digliceróxido de cálcio é desfavorecida, muitas vezes nem acontecendo.

Para o caso de um reator PBR comparado com CSTR foi observado menor lixiviação do CaO. Segundo Marinković *et al.* (2016), a concentração de CaO no biodiesel encontrada com reator PBR foi de 40 ppm, menor quando comparada com a obtida em um reator CSTR (139 ppm), sem formação de digliceróxido de cálcio. Desta forma, julga-se que a quantidade de CaO a ser removida do biodiesel é menor, visando atender as especificações da ANP, utilizando um reator PBR.

2.7 ROTA DO PROCESSO

A planta de biodiesel funciona continuamente com capacidade de produção de 800 m³ por dia, o que é equivalente a aproximadamente 30.000 kg/h de óleo entrando no processo, sendo estes a combinação de 50% de gordura animal refinada e 50% de óleo de soja. Este óleo blendado entra no processo passando por um reator do tipo PBR (*packed bed reactor*) contendo óxido de cálcio como catalisador, juntamente com 13.072 kg/h de metanol, equivalente a uma razão molar de metanol-óleo de 12 para 1. Na saída do reator obtém-se pelo menos 97 % de conversão, sendo que a operação ocorre a 64 °C. Após a reação o produto e o coproduto passam para um decantador onde se separam em duas fases líquidas, uma rica em glicerol e outra rica em biodiesel. A fase rica em biodiesel é inicialmente purificada em um tanque *flash* para remoção de vapor de metanol e em seguida é dosado ácido cítrico para precipitação do óxido de cálcio presente no biodiesel. Após essa etapa o biodiesel é destilado para remoção da água presente no produto até as condições especificadas pela ANP. A fase pesada, rica em glicerina,

passa por um tanque *flash*, no qual é removido parte do metanol, e após essa etapa passa por uma etapa de destilação em que é removido o restante do metanol e parte da água.

3 ANÁLISE DE MERCADO

Nesta seção faz-se uma análise prévia de mercado e rentabilidade do projeto, estimando um valor de lucro diário quando considerado apenas gastos envolvidos com matéria prima e o valor final do produto. Os valores apresentados são resultantes da produção pela BioFAMES[®] de 723.256,19 kg/dia de biodiesel e 74.018,53 kg/dia de glicerina, representando cerca de 5% da produção mensal brasileira.

Define-se como preço de venda do produto final, para os cálculos econômicos, a média dos valores dos três últimos leilões de biodiesel da ANP no ano de 2019, equivalente a R\$ 3.088,21 /m³, ou R\$ 3,506 /kg; e o valor de R\$ 2,165 /kg de glicerina, equivalente ao valor de exportação médio no ano de 2019, segundo BIODIESELBR (2019). Os valores estimados para matéria prima foram obtidos a partir da média dos anos de 2017, 2018 e 2019 para metanol e óleo de soja degomado bruto. Segundo a base de dados Comex Stat (2019) os valores destas matérias primas correspondem a R\$ 1,445 /kg de produto e R\$ 2,903 /kg de produto, respectivamente.

O preço da gordura animal (sebo bovino) foi obtido através do site Notícias Agrícolas em 2019, sendo a média anual de R\$ 2,567 /kg. O preço associado ao catalisador foi estimado, via contato com fornecedores, em R\$ 0,455 /kg de catalisador. A Tabela 2 apresenta o balanço financeiro preliminar, demonstrando a viabilidade econômica da produção de biodiesel.

Tabela 2 – Análise econômica inicial.

Movimentações	Unidade	Valor
Custos com matéria-prima	R\$/dia	R\$ 2.540.597,99
Receita bruta	R\$/dia	R\$ 3.093.303,47
Lucro bruto	R\$/dia	R\$ 552.705,48

Fonte: Autores (2021).

A Tabela 3 apresenta as quantidades de matéria prima e catalisador consumidos para a produção estimada de 800 m³/dia de biodiesel, considerando-se iguais as frações mássicas de óleo de soja e gordura animal no óleo bruto.

Tabela 3 – Quantidade e preço de matérias-primas e insumos.

Componentes	Consumo (kg/dia)	Preço (R\$/kg)
Metanol	77.258,32	R\$ 1,45
Óleo Bruto	720.000,00	R\$ 2,80
Catalisador	91.814,55	R\$ 0,46

Fonte: Autores (2021).

Todo o catalisador utilizado na planta industrial da BioFAMES[®] será destinado para uma empresa parceira visando a sua re-calcinação para reutilização no processo industrial. Deste modo, não se estima valor de venda ou disposição do catalisador, estando embutidos quaisquer outras despesas no valor pago em sua compra.

Avalia-se o mercado com dados médios de anos anteriores ao ano de 2020, uma vez que os preços praticados neste ano foram afetados pela pandemia de COVID-19, com um aumento de aproximadamente 100% em seu valor (BIODIESELBR, 2021).

4 PROJETO DE PROCESSO

O projeto BioFAMEs[®] consistiu na definição da localização e instalação do complexo industrial, bem como o projeto de processo, de equipamentos, instrumentação e tubulações, a partir da definição de um layout e elaboração de diagramas de engenharia.

4.1 DEFINIÇÃO DA LOCALIZAÇÃO

A fim de definir a localização da unidade industrial da empresa, destacou-se uma série de fatores, bem como a sua relevância, para a análise do local, com base na experiência de mercado do setor logístico da BioFAMEs[®]. Os fatores analisados foram: proximidade do mercado consumidor; fornecimento de matéria prima; transporte para escoamento de matéria prima; disponibilidade de mão de obra; disponibilidade de área adequada para instalação; impacto ambiental, incluindo efluentes; condição da comunidade local; condições climáticas; política, competitividade e condições econômicas e estratégicas; incentivos fiscais. As prioridades de cada fator citado estão presentes no Quadro 1, sendo índice 1 pouca relevância e índice 5 muita relevância.

Quadro 1 - Fatores de relevância para definição logística

Fatores	1	2	3	4	5
Proximidade do mercado consumidor			X		
Fornecimento matéria prima					X
Transporte para escoamento de matéria prima				X	
Disponibilidade de mão de obra			X		
Disponibilidade de área adequada para instalação		X			
Impacto ambiental, incluindo efluentes				X	
Condição da comunidade local		X			
Condições Climáticas	X				
Política, condições econômicas e estratégicas, Competitividade					X
Incentivos fiscais				X	

Fonte: Autores (2021).

Verificando esses fatores e suas prioridades, primeiro efetuou-se a análise do estado no qual a unidade industrial deve ser construída. Deste modo, com base nos dados relatados pelo Sistema de Movimentação de Produtos da ANP, para o ano de 2020, com última atualização

em janeiro de 2021, o processamento e produção das principais matérias primas - a gordura animal e o óleo de soja - possui como destaque os estados da Região Sul e Centro-Oeste. Assim, fez-se a análise dos fatores predominantes nestes dois polos.

Preliminarmente, avalia-se que a instalação do sítio industrial nos estados do Sul do país é uma oportunidade de negócio com menor concorrência, de acordo com a Figura 13, adaptada da revista BIODIESELBR, uma vez que nesta região a BioFAMES® seria a 15ª indústria produtora enquanto na região Centro-Oeste seria a 29ª.

Figura 13 - Quantidade de usinas instaladas produtoras de biodiesel nos estados federativos do Brasil.



Fonte: BIODIESELBR (2021).

Além do fator competitivo, é importante destacar que as indústrias produtoras de biodiesel do sul do país utilizam cerca de 12% de gordura bovina (em média) como matéria prima, enquanto as indústrias do centro-oeste utilizam cerca de 5%, conforme o Sistema de Movimentação de Produtos da ANP, decorrente da maior disponibilidade e das melhores rotas

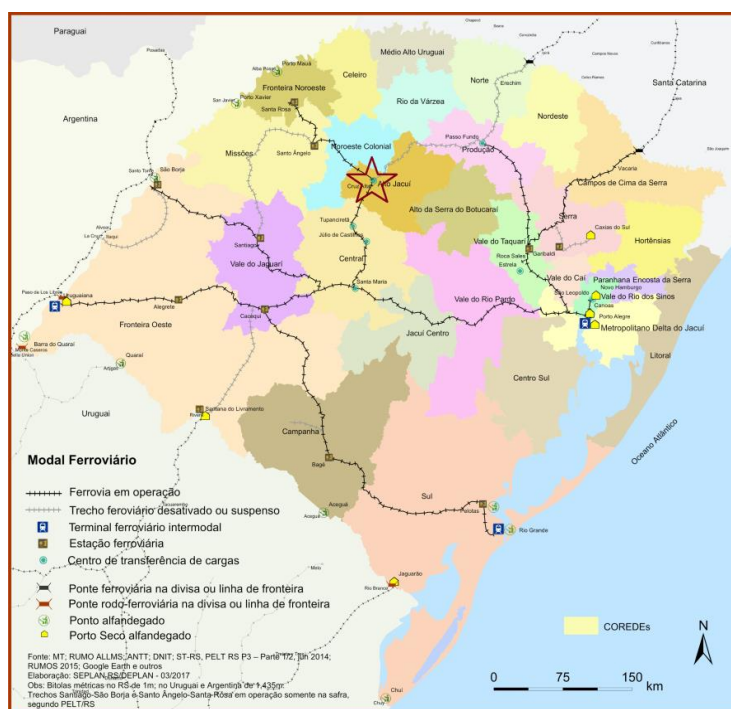
logísticas. Assim, aliado ao conhecimento de que a região sul tem maior capacidade instalada de produção de gordura animal, visto que também é destaque na produção de carnes, define-se que a região sul é a melhor opção para a implementação da indústria.

Dentre os estados do sul, o Estado do Rio Grande do Sul apresenta destaque, pois tem maior produção de soja e gordura bovina, quando comparado aos estados de Santa Catarina e Paraná. Apresentando assim, menor concorrência na disputa por matéria prima e mercado consumidor (ANP, 2021).

Por fim, no Rio Grande do Sul temos a região noroeste como a maior produtora de soja do estado e de menor concorrência na área, se comparada com a região norte e metropolitana do estado, que concentra a maior produção de biodiesel. Portanto, a região noroeste aparece como melhor opção para o projeto.

Para a localização na região, analisou-se os incentivos fiscais referentes à implementação de novas indústrias nos municípios. Assim, observou-se que o município de Cruz Alta apresenta melhores condições, já que a Lei Municipal Nº 2.328/13, de 2 de abril de 2013 oferece uma série de incentivos para empresas e indústrias que venham a se instalar neste município. Além disso, a logística é favorecida no município, visto que esse é localizado ao centro do estado e possui ferrovias (Figura 14), bem como rodovias de ligações com todo o país. Assim, optou-se pela instalação da unidade industrial no município de Cruz Alta.

Figura 14 - Mapa ferroviário do Rio Grande do Sul.



Fonte: Atlas Socioeconômico RS (2021).

4.2 DESCRIÇÃO DO PROCESSO.

Neste item será abordada a descrição do projeto de processos da Planta de Transesterificação da BioFAMES[®], bem como algumas descrições de sua operacionalidade. Para melhor entendimento destaca-se o apêndice A, no qual há a representação esquemática das tubulações e instrumentação, o P&ID (Diagrama de Instrumentação e Tubulações), o apêndice B, layout geral da unidade, e o diagrama de blocos expandido do processo (Figura 15).

O processo é dividido em seis áreas, de acordo com as respectivas macro-etapas envolvidas. São elas:

- Área 100: Etapa reacional;
- Área 200: Purificação do Biodiesel;
- Área 300: Purificação da Glicerina;
- Área 400: Armazenamento e tancagem;
- Área 500: Purificação de metanol;
- Área 800: Purificação de catalisador.

A área 400, auxiliar ao processo, é apresentada, com seus equipamentos e descrição em cada ponto de intercomunicação com as demais áreas do processo.

4.2.1 Área 100: Etapa reacional

A área 100 é destinada à etapa reacional e consiste basicamente na alimentação de óleo na planta, nos reatores de transesterificação e na etapa de decantação para a separação de biodiesel e glicerina.

Na Figura 16 é apresentada a área 100 em que se tem a entrada, no reator PFR (R-110 e R-120), de 15.000 kg/h de óleo de soja e 15.000 kg/h de gordura refinada, juntamente com 13.152 kg/h de metanol anidro. Como saída tem-se duas fases separadas no decantador, uma rica em biodiesel (34.841 kg/h) e outra rica em glicerina (8.311 kg/h).

O processo é descrito nos itens 4.2.1.1 e 4.2.1.2, sendo que a Tabela 4 resume a funcionalidade e identificação de cada equipamento da área 100 no processo da BioFAMES[®]. A Tabela 5 descreve os equipamentos da área 400 relacionados à reação.

Tabela 4 - Área 100: equipamentos e suas funcionalidades de processo.

Tag	Nome do Equipamento	Função
V-101	Absorvedor de Óleo	Tanque pulmão de entrada de óleos e gordura
P-101	Bomba de Óleo Blendado	Bomba de retirada de óleo do V-101, para a etapa de reação
E-150	Aquecedor de Entrada de Óleo Reacional	Trocador de calor aquecedor de óleo da etapa reacional (R-110, R120)
R-110	Reator de Biodiesel N°1	Reator PBR N°1
R-120	Reator de Biodiesel N°2	Reator PBR N°2
P-810	Bomba de Retirada de Catalisador	Bomba de retirada de catalisador e óleo dos reatores R-110 e R-120, para etapa de recuperação.
V-140	Decantado Biodiesel Glicerina	Decantador de separação biodiesel e glicerina
T-170	Vaso Receptor da Fase Leve Decantador N°1	Receptor de biodiesel do transbordo do decantador (V-140)
P-140	Bomba de Transbordo Biodiesel	Bomba de retirada de biodiesel do T-170, para etapa de purificação
P-141	Bomba de Glicerina Reacional	Bomba de retirada de glicerina do V-140, para etapa de purificação

Fonte: Autores (2021).

Tabela 5 - Área 100: equipamentos relacionados às demais áreas.

Tag	Nome do Equipamento	Função
P-481	Bomba de Óleo de Soja Neutro	Bomba de alimentação de Óleo de Soja Neutro para etapa de reação
P-482	Bomba de Gordura Animal Refinada	Bomba de alimentação de Gordura Animal Refinada para etapa de reação
F-400	Filtro Alimentador	Filtro Duplex para retirada de impurezas da gordura animal enviada para etapa de reação
P-483	Bomba de alimentação de Metanol	Bomba de alimentação de metanol para etapa de reação

Fonte: Autores (2021).

4.2.1.1 Correntes de alimentação do reator

O óleo do tanque de óleo é bombeado para o topo do Vaso Absorvedor de Óleo (V-101) pela Bomba Alimentadora de Óleo de Soja (P-481), passando por um bocal de pulverização. A gordura animal é bombeada através do Filtro Alimentador (F-400) e então para o V-101. O bocal que distribui óleo é necessário para que ocorra uma distribuição uniforme do óleo, assim tendo uma boa eficiência na recuperação de óleo do sistema de vácuo. Óleo e gordura estão no Tanque Pulmão Absorvedor de Óleo. O nível no V-101 é medido através do LT-101, medidor transmissor de nível. O óleo blendado deste vaso é enviado para o reator de transesterificação pela bomba P-101.

A taxa de fluxo de óleo blendado da P-101 é medida pelo FT-101, um medidor de volume de fluxo, e é controlada pelo FIC-101. O fluxo de óleo dentro da planta determina a taxa de alimentação de metanol para a planta.

A taxa de metanol é normalmente estabelecida a 43,57% do peso de óleo alimentado na planta, equivalente a 12:1 em mol. O metanol é bombeado do Tanque de Alimentação do Processo de Metanol (TQ-ME-04) pela Bomba de Alimentação de Metanol (P-483). O fluxo de metanol é medido por medidor de volume de fluxo FT-483 e controlado por FIC-483. O valor prescrito para FIC-483 é normalmente calculado diretamente da velocidade do óleo, como mencionado anteriormente.

As correntes de óleo blendado e metanol são combinadas, sendo uniformizadas pelo misturador estático (SM-101), antes de entrar no Aquecedor de Entrada do Reator de Biodiesel (E-150) e são aquecidas a aproximadamente 64 °C antes de entrar no Reator de Biodiesel N°1

(R-110) ou no Reator de Biodiesel N°2 (R-120). A alimentação do reator em operação é feita através do acionamento das válvulas YV-110 e YV-120. A temperatura da corrente que deixa o E-150 é medida por TT-150 e controlada pelo TIC-150. Este dispositivo controla o circuito da TCV-150, que ajusta a vazão de vapor para o E-150.

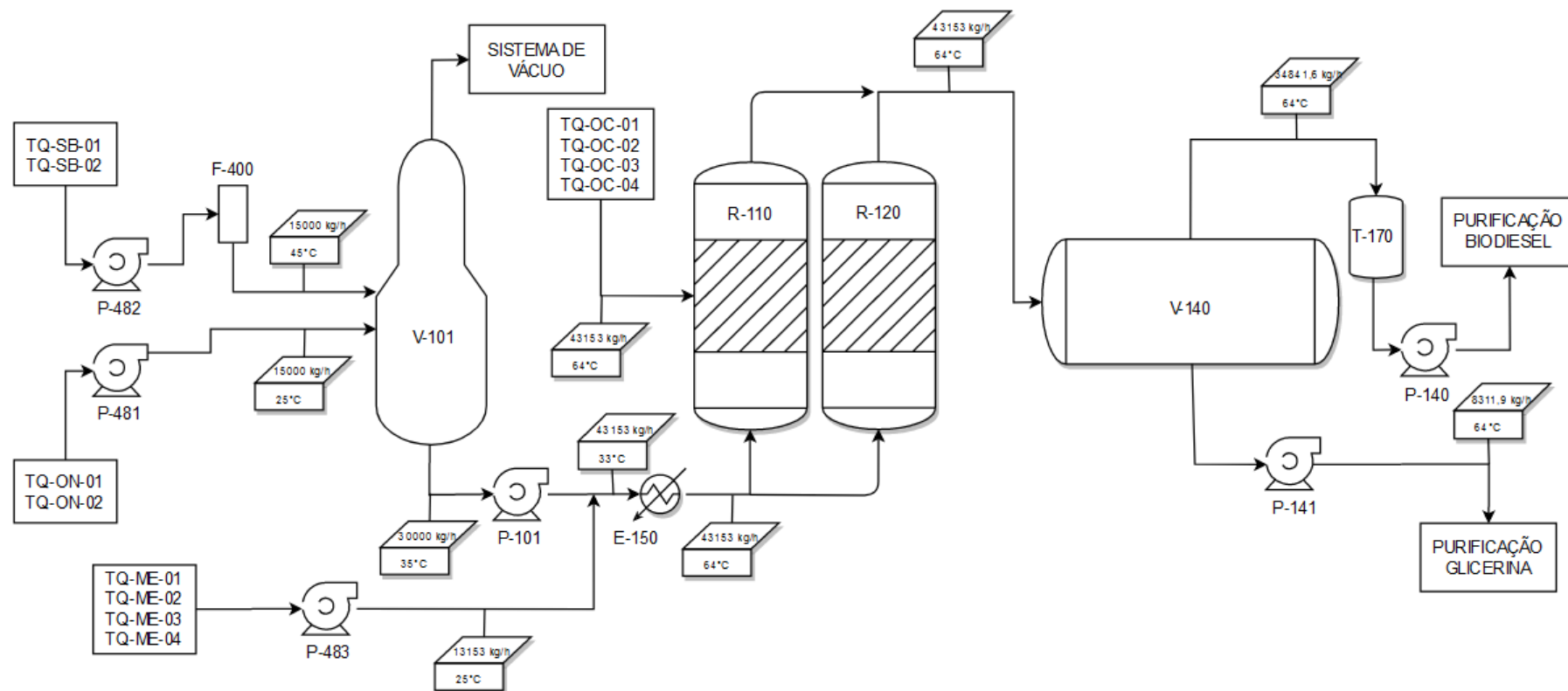
4.2.1.2 Reatores n°1, n°2 e decantador n°1

Nos Reatores R-110 e R-120, as correntes de alimentação entram em contato com o leito fixo de catalisador e reagem para formar ésteres metílicos e glicerina. A maior parte da transesterificação ocorre nesse vaso, e o escoamento desse vaso ocorre por meio de um transbordamento ao lado do mesmo para a etapa de decantação. O vaso foi dimensionado a fim de possibilitar, no mínimo, 60 minutos de tempo de residência no reator, quando trabalhando na capacidade estimada da planta, assim proporcionando as condições necessárias para obtenção do rendimento reacional estimado. A pressão, tanto no R-110 quanto no R-120, é determinada primeiramente pelo sistema de cobertura de nitrogênio. As pressões nos vasos são medidas pelo PT-110 e PT-120, respectivamente. O fluxo para o V-140 é feito por gravidade.

No Decantador N°1 – Decantador de Biodiesel/Glicerina (V-140), o produto da reação separa-se em duas fases. A fase rica em ésteres metílicos (biodiesel) é mais leve e flutua para o topo, enquanto a fase da glicerina mais pesada acumula-se no fundo. O nível de interface no vaso é medido pelo LT-140 e controlado pelo LIC-140. Se o nível de interface se elevar acima do valor prescrito, a velocidade da Bomba de fundo do Decantador N°1 (P-141) deve ser elevada, a fim de reduzir a interface, bombeando a fase pesada para fora do vaso. A fase leve é escoada do decantador por meio de um tubo ladrão no topo do vaso para o vaso receptor de Biodiesel (T-170). A pressão do V-140 é medida pelo PT-140, e assim como nos reatores R-110 e R-120, a pressão nesse vaso é determinada pelo sistema de cobertura de nitrogênio, e os comentários feitos acima, relacionados à pressão deles, também são aplicáveis para este vaso.

O produto do T-170 é bombeado continuamente pela P-140 para a etapa de purificação do biodiesel. A fase pesada, impulsionada pela bomba P-141 é continuamente direcionada para a etapa de purificação da glicerina.

Figura 16 - Área 100: reação e separação das fases biodiesel e glicerina.



Fonte: Autores (2021).

4.2.2 Área 200: Purificação do biodiesel

A área 200 é destinada à etapa de purificação do biodiesel (Figura 17) e consiste, inicialmente, na passagem por um vaso flash para remoção de metanol anidro, o qual retorna para os vasos de armazenamento de metanol. Posteriormente a corrente de biodiesel passa pela lavagem com ácido cítrico para remoção de óxido de cálcio remanescente da etapa de reação (lixiviação do leito catalítico), as quais são misturadas e, em seguida, separadas em um decantador. Então, a corrente de biodiesel segue para um stripper removendo metanol úmido, o qual é encaminhado para a área 500 para a retificação deste metanol. Por fim, a corrente de 29.966 kg/h de B100, na especificação da ANP, é enviada para a área 300 para integração do processo, em dois trocadores de calor, aproveitando assim as entalpias das correntes para seu resfriamento.

O processo é descrito nos itens de 4.2.2.1 a 4.2.2.3, sendo que a Tabela 6 resume a funcionalidade e identificação de cada equipamento da área 200 no processo da BioFAMES®. A Tabela 7 descreve os equipamentos das demais áreas relacionadas à purificação do biodiesel.

Tabela 6 - Área 200: equipamentos e suas funcionalidades de processo.

(continua)

Tag	Nome do Equipamento	Função
E-151	Aquecedor de entrada Flash Seco Biodiesel	Trocador de Calor de aquecimento do biodiesel de entrada do Flash Seco Biodiesel
V-160	Flash Seco Biodiesel	Vaso flash para retirada de metanol Seco
E-152	Condensador Parcial de Topo Flash Seco Biodiesel	Trocador de Calor condensador parcial de metanol seco do Topo do V-160
E-153	Condensador Total de Topo Flash Seco Biodiesel	Trocador de Calor condensador Total de metanol seco do Topo do V-160
P-160	Bomba Flash Seco Biodiesel	Bomba de retirada de biodiesel do V-160 para etapa de acidulação/lavagem
T-201	Tanque de Diluição de Ácido	Vaso de diluição de Ácido Cítrico para etapa de Acidulação/Lavagem do Biodiesel
R-210	Reator de Lavagem	Reator da etapa de purificação do Biodiesel
P-210	Bomba de recirculação de Biodiesel Lavado	Bomba de recirculação do R-210 para promoção da agitação.

Tabela 6 - Área 200: equipamentos e suas funcionalidades de processo.

(conclusão)

Tag	Nome do Equipamento	Função
V-240	Decantador de Biodiesel Água	Decantador de Separação Biodiesel e Água
T-270	Vaso Receptor da Fase Leve Decantador N°2	Receptor de Biodiesel do Transbordo do Decantador (V-240)
P-240	Bomba de Transbordo Biodiesel Úmido	Bomba de retirada de biodiesel do T-270, para etapa de purificação
T-271	Vaso Receptor de Biodiesel Úmido	Receptor de Biodiesel Úmido, pulmão para etapa de purificação (stripping)
P-271	Bomba de Biodiesel Úmido	Bomba de retirada de biodiesel do T-271, alimentação da etapa de stripping
P-241	Bomba de Água Ácida	Bomba de retirada de água V-240, para o tanque T-570.
E-250	Aquecedor de entrada Stripper Biodiesel	Trocador de Calor de aquecimento do biodiesel de entrada do Stripper de Biodiesel (V-260)
V-260	Stripper de Biodiesel Úmido	Vaso Stripper de Biodiesel para retirada de Metanol Úmido e especificação do Biodiesel
E-251	Reboiler Stripper Biodiesel	Trocador de Calor de aquecimento de fundo do Stripper de Biodiesel (V-260)
E-252	Condensador Parcial de Topo Stripper de Biodiesel	Trocador de Calor condensador parcial de Metanol Úmido do Topo do Stripper de Biodiesel
E-253	Condensador Total de Topo Stripper de Biodiesel	Trocador de Calor condensador Total de Metanol Úmido do Topo do Stripper de Biodiesel
P-261	Bomba de Refervedor do Stripper de Biodiesel	Bomba de recirculação de biodiesel no V-260 passando pelo E-251 (refervedor)

Fonte: Autores (2021).

Tabela 7 - Área 200: equipamentos de outras áreas relacionadas ao processo.

(continua)

Tag	Nome do Equipamento	Função
V-501	Receptor Metanol Seco	Vaso receptor de Metanol anidro

Tabela 7 - Área 200: equipamentos de outras áreas relacionadas ao processo.

(conclusão)		
Tag	Nome do Equipamento	Função
V-502	Receptor Metanol Úmido	Vaso receptor de Metanol úmido
P-484	Bomba de Alimentação de Ácido Cítrico	Bomba que alimenta ácido cítrico na etapa de acidulação/lavagem

Fonte: Autores (2021).

O vaso V-160, flash de metanol anidro do biodiesel, e seus equipamentos “acessórios” apresentam tag da área 100, porém estão presentes na área 200. Entende-se que o mesmo faz parte da etapa de purificação do biodiesel, porém foi adotado esta nomenclatura uma vez que há a presença de catalisador (lixiviado), metanol e óleo blendado (não reagido) na corrente de processo. Desta forma, a reação de transesterificação, que é de equilíbrio, ainda estará ocorrendo.

4.2.2.1 Flash do biodiesel seco

A corrente de biodiesel bombeado pela P-140 é aquecida pelo aquecedor de entrada E-151 até a temperatura de 70°C antes de entrar no Vaso Flash do Biodiesel Seco (V-160). A temperatura da corrente que deixa o E-151 é medida por TT-151 e controlada pelo TIC-151. Este dispositivo controla o circuito da TCV-151, que ajusta o fluxo dos vapores para E-151. No V-160 a porção de metanol presente na corrente de biodiesel é vaporizada sendo direcionada pela tubulação de topo para os condensadores E-152 e E-153, enquanto a corrente purificada de biodiesel é destinada para a etapa de lavagem/acidulação pela bomba P-160. O Flash do Biodiesel Seco possui um nível máximo de operação, equivalente a 10 minutos da vazão nominal de biodiesel da planta, sendo este estimado pelo LT-160. A pressão de operação é mensurada a partir do PT-160, uma vez que é necessário seu controle para o flasheamento de metanol. A alimentação do vaso flash é realizada através de um bocal tangencial, centralizado, ou bico *spray*/pulverizador, no topo.

Os vapores de metanol são parcialmente condensados via E-152, com utilização de água fria de resfriamento, e condensados totalmente via E-153, com utilização de água gelada de chiller. Através dos transmissores de temperatura TT-152 e TT-153, bem como dos transmissores de pressão PT-152 e PT-153, dispostos nas correntes de saída de seus respectivos

trocadores, é possível mensurar a condensação e controlar a pressão de vácuo no vaso V-160. O condensado de metanol é destinado ao Vaso Receptor de Metanol Seco (V-501).

A descarga de vapor do E-153 flui para o Absorvedor de Óleo V-101, onde qualquer metanol e óleo residual é absorvido, a fim de não contaminar a água do sistema de vácuo.

4.2.2.2 Tanque de lavagem de biodiesel / decantador nº2

Biodiesel da P-160 é destinado para o misturador estático de neutralização/lavagem de biodiesel (SM-210) e tem seu fluxo controlado via FCV-160. O ácido cítrico diluído é medido antes do misturador estático de diluição de ácido (SM-201), para parar a reação e preparar a corrente de biodiesel para a decantação e a lavagem. A quantidade de ácido bombeada para dentro da linha é medida pelo FT-484 e controlada pelo controlador de pH AIC-210, que recebe sua corrente de entrada do medidor de pH da linha AT-210, posicionando a abertura da válvula de controle de fluxo FCV-484. A quantidade de água diluída para esse ácido é medida pelo FT-201 e controlada pelo controlador de fluxo FIC-201, o qual ajusta a velocidade da Bomba de Diluição de Ácido P-201 por meio do VFD-201. O controle de pH da corrente de biodiesel é logicamente baseado no fluxo através da P-160 (medido pelo FT-160).

O processo de lavagem de biodiesel é iniciado no vaso Reator de Lavagem (R-210). A água proveniente do tanque absorvedor de água (T-570) é enviada para o R-210, e misturada com o biodiesel. A quantidade de água de lavagem utilizada é adaptada à porcentagem de fluxo de alimento de óleo, através do transmissor de fluxo FT-570, que é utilizado para medir o fluxo de água, utilizando o FIC-570 para controle do fluxo por meio do ajuste da FCV-570. O tempo normal de residência em R-210 é de 20 minutos, para quando a planta estiver operando com capacidade máxima. A agitação deste vaso é realizada via bomba P-210, bomba de recirculação da lavagem, garantindo a mistura ideal da água e biodiesel por 3 bicos edutores afogados. Assim como ocorre com outros vasos de processo atmosférico, a pressão neste vaso é determinada pelo sistema de cobertura de nitrogênio. A corrente de biodiesel e água é destinada para o V-240 através da tubulação de transbordo.

A corrente misturada descarregada de V-240 flui do Decantador N°2 – decantador de biodiesel/água, onde a fase leve (éster metílico) é separada da fase pesada (água ácida). A operação desse decantador é praticamente idêntica ao V-140. O nível de interface nesse vaso é medido por LT-240 e controlado por LIC-240. Se o nível de interface se elevar acima do valor prescrito, a velocidade da Bomba do Decantador N°2 (P-241) é aumentada, a fim de reduzir o

nível de interface por meio do bombeamento da fase pesada para fora do vaso, para o Tanque de Diluição de Ácido (V-201). A fase leve é transferida do decantador por meio de um tubulão de transbordo do vaso para o receptor de biodiesel lavado (V-270), portanto não há controle no nível superior do líquido. A pressão do V-240 é medida pelo PT-240, e assim como no reator de lavagem R-210, a pressão nesse vaso é determinada pelo sistema de cobertura de nitrogênio.

O produto do V-270 é bombeado continuamente para o tanque receptor de biodiesel lavado (T-271). O nível deste tanque é medido pelo LT-271, e a chave de nível alto (LSH-272) promove um segundo alarme no caso de transbordamento. A bomba P-271 transfere biodiesel do tanque T-271 para a etapa de stripping de metanol e água do biodiesel.

4.2.2.2.1 Tanque de diluição de ácido

No Tanque de Diluição de Ácido (V-201), a fase (pesada) de água de V-240 é coletada e o agitador A-201 assegura que não haja separação das fases no vaso. O nível é medido pelo LT-240, e as chaves de nível alto (LSH-203) e baixo (LSL-202) promovem alarmes no caso de esvaziamento ou transbordamento do tanque. A água escoada desse vaso é enviada para a bomba P-201 e para o misturador estático de diluição de ácido (SM-201), como previamente mencionado.

4.2.2.3 Stripper de metanol e água do biodiesel

Biodiesel lavado contendo água e metanol é transferido pela Bomba de Alimentação do Stripper de Biodiesel (P-240) pelo Aquecedor de Entrada (E-250) para o Stripper de Metanol do Biodiesel (V-260). No E-250 a corrente de biodiesel é aquecida até a temperatura de 140°C. A temperatura da corrente que deixa o E-250 é medida pelo TE-250 e controlada pelo TIC-250. Este dispositivo controla o circuito da TCV-250, que ajusta o fluxo dos vapores para E-250.

A coluna de stripper opera sob vácuo para facilitar a remoção do metanol e da água. A maior parte do metanol e da água passa pelo sistema de flash (fundo da coluna), quando a corrente de alimentação entra na coluna e flui pela seção de recheio (topo da coluna). O líquido na seção inferior do V-260 é mantido a uma temperatura alta o suficiente para expelir praticamente todo metanol e água, através da recirculação pela Bomba do Refervedor do Stripper de Biodiesel (P-261), e Refervedor (Reboiler) do Stripper de Biodiesel (E-251). A temperatura de entrada do E-251 é medida pelo TE-261, e a temperatura de descarga pelo TE-

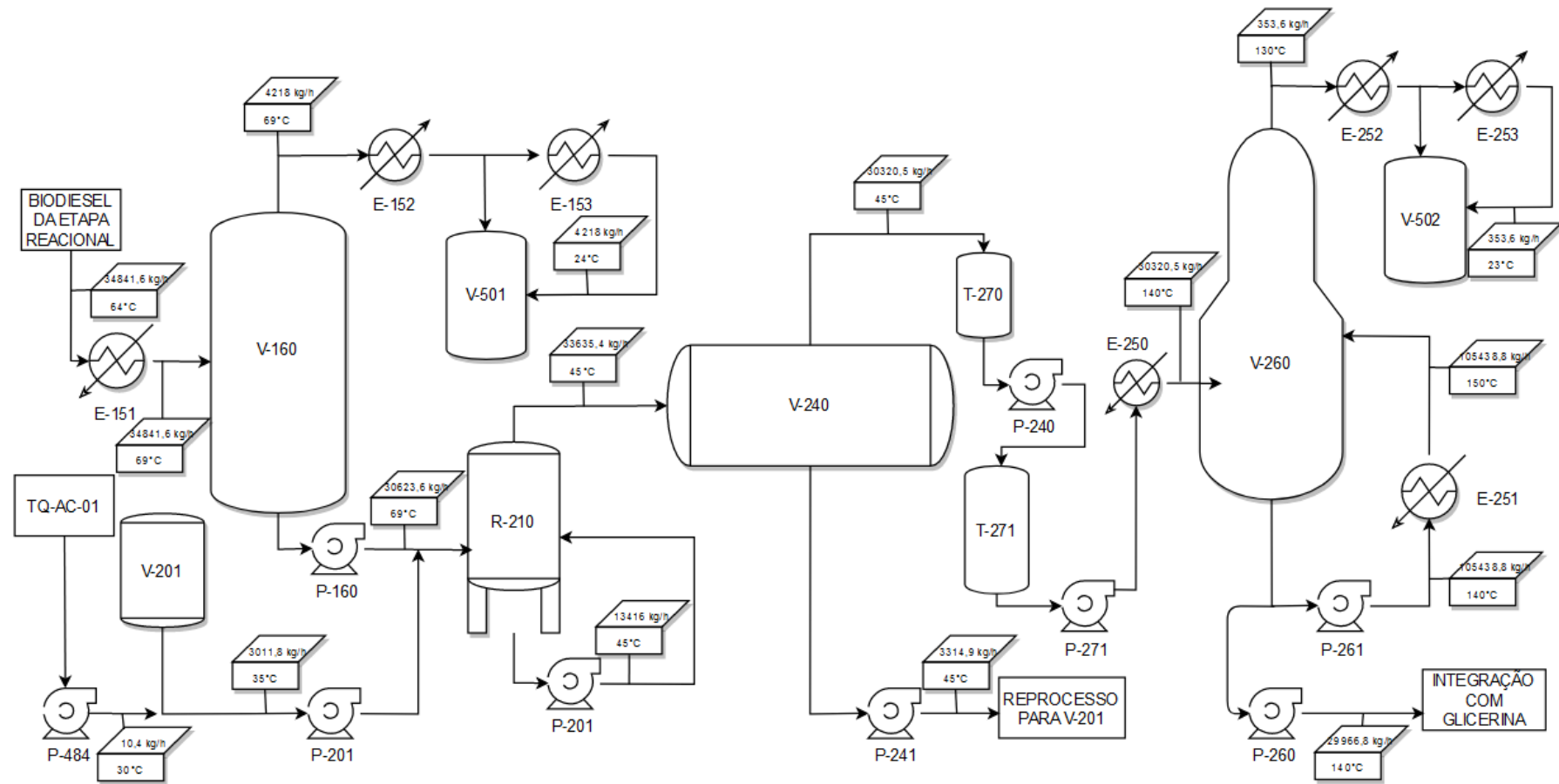
251. O TIC-251 controla a temperatura de descarga, modulando o fluxo de vapor que passa pela TCV-251. Esta seção de pulmão/fundo da coluna V-260 possui chaves de nível para prover alarmes, tanto para alto quanto para baixo nível (LSL-261, LSH-262).

Os vapores de metanol e água, fluídos pela tubulação de topo do V-260, são parcialmente condensados via E-252, com utilização de água fria de resfriamento, e condensados totalmente via E-253, com utilização de água gelada de chiller. Através dos transmissores de temperatura TT-252 e TT-253, bem como dos transmissores de pressão PT-252 e PT-253, dispostos nas correntes de saída de seus respectivos trocadores, é possível mensurar a condensação e controlar a pressão de vácuo no vaso V-260. O condensado de metanol é destinado ao Vaso Receptor de Metanol Úmido (V-502). Esse vaso é utilizado como ponto coletor antes de o metanol úmido ser enviado para retificação (V-560). A descarga de vapor do E-253 flui para o Absorvedor de Óleo V-101, onde qualquer metanol residual é absorvido, a fim de não contaminar a água do sistema de vácuo.

A corrente de fundo do V-260 é removida do stripper através da Bomba de Produto do Biodiesel (P-260). Esta corrente possui teores de água e metanol baixos o suficiente para ir ao encontro de todos os padrões de qualidade do biodiesel segundo a ANP. Antes de seguir aos tanques de armazenamento de Biodiesel (TQ-BD-01&02&03&04) esta corrente é resfriada, via economia de energia, nos trocadores E-350 e E-351, do sistema de purificação da glicerina, e então resfriada no Resfriador de Biodiesel Final (E-254) até a temperatura de 40°C, com a utilização de água fria de resfriamento.

A temperatura de descarga do produto do trocador E-254 é medida pelo TE-254 e controlada pelo TIC-254, o qual modula o fluxo de água de resfriamento por meio do ajuste da TCV-254.

Figura 17 - Área 200: Área de Purificação do Biodiesel



Fonte: Autores (2021).

4.2.3 Área 300: Purificação da glicerina

A área 300 é destinada à etapa de purificação da glicerina (Figura 18), em que a corrente de glicerina passa por um trocador de calor, sendo aquecida pela integração do calor da corrente de biodiesel vinda do stripper de biodiesel e, analogamente a área 200, passa por um vaso flash para remoção de metanol anidro. Posteriormente, a corrente de glicerina passa por outro trocador de calor integrador, recebendo energia da corrente de biodiesel que passou pelo trocador anterior. A corrente de glicerina passa por um stripper para remoção de metanol úmido que é enviado para a área 500 e a glicerina é enviada para os tanques de glicerina na área de tancagem.

Como apresentado na área 200, é necessário que o biodiesel esteja a temperatura igual ou inferior a 40 °C, desta forma a corrente rica no combustível passa por mais um trocador de calor, sendo resfriado com água da torre de resfriamento, e enviado para os tanques de armazenamento. Este trocador está representado na figura da área 300 para simplificação da diagramação.

O processo é descrito nos itens 4.2.3.1 e 4.2.3.2, sendo que a Tabela 8 resume a funcionalidade e identificação de cada equipamento da área 300 no processo da BioFAMEs[®]. A Tabela 9 descreve os equipamentos das demais áreas relacionadas à purificação da glicerina.

Tabela 8 - Área 300: equipamentos e suas funcionalidades de processo.

(continua)

Tag	Nome do Equipamento	Função
E-350	Economizador de entrada Flash Seco Glicerina	Trocador de Calor de aquecimento de glicerina de entrada do Flash Seco da Glicerina (V-360) com biodiesel final
V-360	Flash Seco da Glicerina	Vaso Flash de Glicerina para retirada de Metanol Seco
E-352	Condensador Parcial de Topo Flash Seco Biodiesel	Trocador de Calor condensador parcial de Metanol Seco do Topo do Flash Seco de Glicerina
E-353	Condensador Total de Topo Flash Seco Biodiesel	Trocador de Calor condensador Total de Metanol Seco do Topo do Flash Seco de Glicerina

Tabela 8 - Área 300: equipamentos e suas funcionalidades de processo.

(conclusão)

Tag	Nome do Equipamento	Função
P-360	Bomba Flash Seco Glicerina	Bomba de retirada de glicerina do V-360 para etapa de purificação
E-351	Economizador de entrada Stripper da Glicerina	Trocador de Calor de aquecimento de glicerina de entrada do Stripper da Glicerina (V-360) com biodiesel final
E-356	Reboiler Stripper Glicerina	Trocador de Calor de aquecimento de fundo do Stripper de Glicerina (V-360)
V-361	Stripper de Glicerina	Vaso Stripper de Glicerina para especificação do Glicerina
E-354	Condensador Parcial de Topo Stripper de Glicerina	Trocador de Calor condensador parcial de Metanol Úmido do Topo do Stripper de Glicerina
E-355	Condensador Total de Topo Stripper de Glicerina	Trocador de Calor condensador Total de Metanol Úmido do Topo do Stripper de Glicerina
P-361	Bomba de Glicerina Final	Bomba de retirada de glicerina do V-361 para tancagem
P-362	Bomba do Refervedor do Stripper de Glicerina	Bomba de recirculação do V-361, para aquecimento no E-356

Fonte: Autores (2021).

Tabela 9 - Área 300: equipamentos de outras áreas relacionadas ao processo.

Tag	Nome do Equipamento	Função
V-501	Receptor Metanol Seco	Vaso receptor de Metanol anidro
V-502	Receptor Metanol Úmido	Vaso receptor de Metanol úmido
E-254	Resfriador Final de Biodiesel	Trocador de Calor resfriador final de Biodiesel para tancagem

Fonte: Autores (2021).

4.2.3.1 Flash da glicerina seca

A corrente de glicerina da P-141 é aquecida pelo Economizador de entrada E-350 até a temperatura de 68°C antes de entrar no Vaso Flash de Glicerina Seca (V-360). A temperatura da corrente que deixa o E-350 é medida pelo TT-350 e controlada pelo TIC-350. Este dispositivo controla o circuito da TCV-350, que ajusta o fluxo de biodiesel de integração no E-350. No V-360 a porção de metanol presente na corrente de biodiesel é vaporizada sendo direcionada pela tubulação de topo para os condensadores E-352 e E-353, enquanto a corrente purificada de biodiesel é destinada pela bomba P-360 para a etapa de *stripping*. O Flash da Glicerina Seca possui um nível máximo de operação, equivalente a 10 min de Glicerina na vazão nominal da planta, sendo este estimado pelo LT-360. A pressão de operação é mensurada a partir do PT-360, uma vez que é necessário seu controle para o flasheamento de metanol. É possível a alimentação do vaso via um bocal tangencial, centralizado, ou via bico spray/pulverizador, no topo.

Os vapores de metanol são parcialmente condensados através do E-352, com utilização de água fria de resfriamento, e condensados totalmente pelo E-353, com utilização de água gelada de *chiller*. Através dos transmissores de temperatura TT-352 e TT-353, bem como dos transmissores de pressão PT-352 e PT-353, dispostos nas correntes de saída de seus respectivos trocadores, é possível mensurar a condensação e controlar a pressão de vácuo no vaso V-360. O condensado de metanol é destinado ao Vaso Receptor de Metanol Seco (V-501).

A descarga de vapor do E-353 flui para o Absorvedor de Óleo V-101, onde qualquer metanol residual é absorvido, a fim de não contaminar a água do sistema de vácuo.

4.2.3.2 *Stripper de metanol de glicerina*

Glicerina contendo metanol é transferida pela Bomba de fundo do Vaso Flash de Glicerina (P-360) pelo Aquecedor de Entrada (E-351) para o Stripper de Metanol da Glicerina (V-361). No E-351 a corrente de glicerina é aquecida pelo biodiesel final, pós E-350, até a temperatura de 130°C. A temperatura da corrente que deixa o E-351 é medida por TE-351 e controlada pelo TIC-351. Este dispositivo controla o circuito da TCV-351, que ajusta o fluxo de biodiesel no E-351.

A coluna de stripper opera sob vácuo para facilitar a remoção do metanol e água. A maior parte do metanol passa pelo sistema de flash (fundo da coluna), quando a corrente de alimentação entra na coluna e flui pela seção de recheio (topo da coluna). O líquido na seção inferior do V-361 é mantido a uma temperatura alta o suficiente para remover praticamente

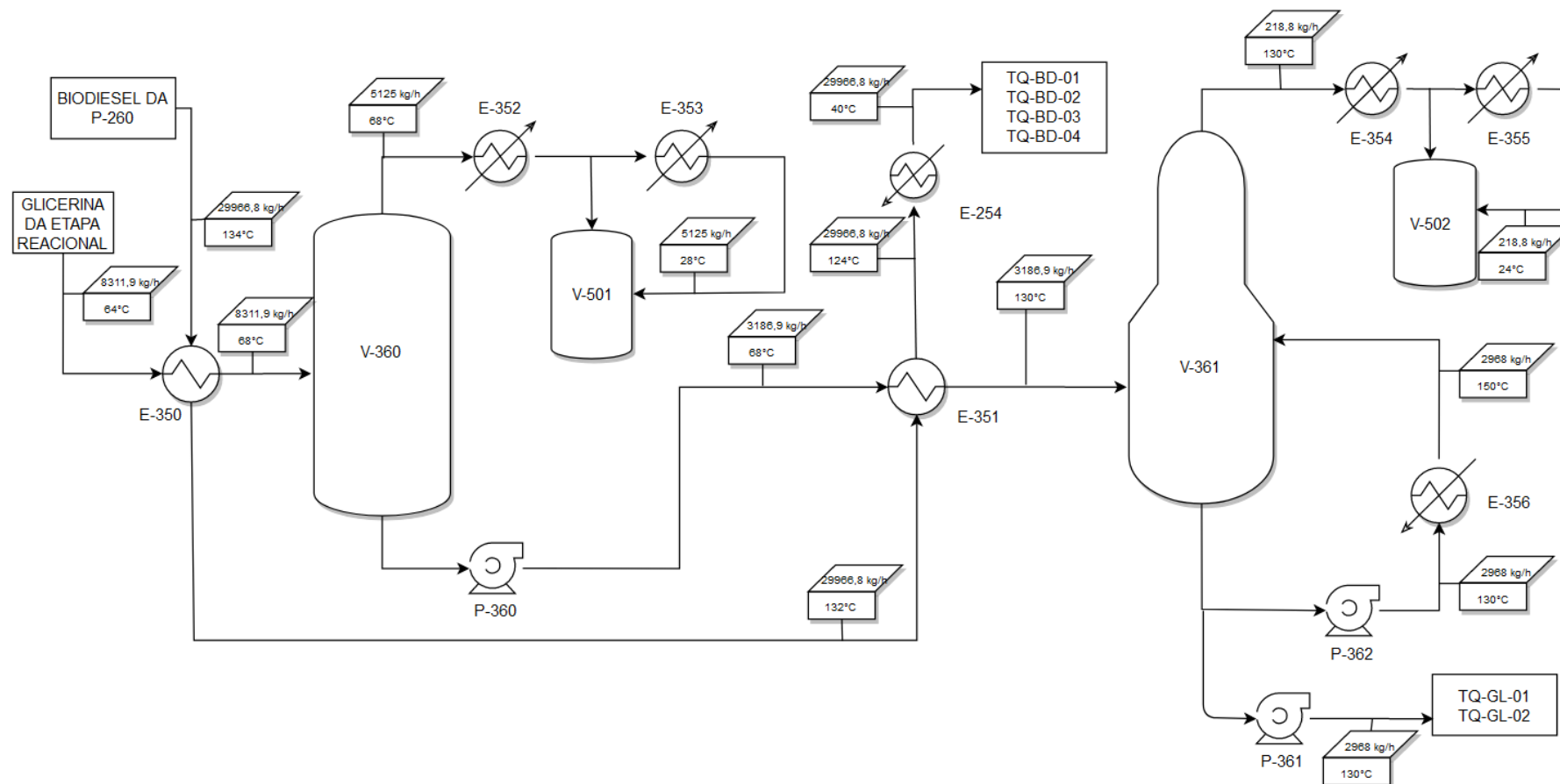
todo metanol e água, através da recirculação pela Bomba Refervedora do Stripper de Biodiesel (P-362), e Refervedor (Reboiler) do Stripper de Biodiesel (E-356). A temperatura de entrada do E-356 é medida pelo TE-362, e a temperatura de descarga pelo TE-356. O TIC-356 controla a temperatura de descarga, modulando o fluxo de vapor que passa pela TCV-356. Esta seção de pulmão/fundo da coluna V-361 possui chaves de nível para prover alarmes, tanto para alto quanto para baixo nível (LSL-363, LSH-362).

Os vapores de metanol e água, conduzidos pela tubulação de topo do V-361, são parcialmente condensados via E-354, com utilização de água de fria de resfriamento, e condensados totalmente via E-355, com utilização de água gelada de chiller. Através dos transmissores de temperatura TT-354 e TT-355, bem como dos transmissores de pressão PT-354 e PT-355, dispostos nas correntes de saída de seus respectivos trocadores, é possível mensurar a condensação e controlar a pressão de vácuo no vaso V-361. O condensado de metanol é destinado ao Vaso Receptor de Metanol Úmido (V-502). Esse vaso é utilizado como ponto coletor antes de o metanol úmido ser enviado para retificação (V-560).

A descarga de vapor do E-355 flui para o Absorvedor de Óleo V-101, onde qualquer metanol residual é absorvido, a fim de não contaminar a água do sistema de vácuo.

A corrente de descarga do V-361 é removida do stripper através da Bomba de Produto de Glicerina (P-361), esta corrente possui teores de água e metanol baixos o suficiente para ir ao encontro de todos os padrões de qualidade da glicerina.

Figura 18 - Área 300: Purificação da Glicerina



Fonte: Autores (2021).

4.2.3 Área 500: Purificação de metanol

A área 500 é destinada à retificação de metanol úmido (Figura 19) e consiste basicamente em tratar o metanol úmido que é removido nos strippers, das áreas 200 e 300, coletado no vaso receptor. O metanol úmido é aquecido em um trocador de calor e destinado a uma torre de destilação de recheios estruturados. No topo da torre é recuperado metanol anidro que é enviado para os tanques de metanol para ser reutilizado no processo. No fundo da torre é obtida água, classificada como água de processo e retorna para o processo, para ser utilizada na lavagem.

O processo é descrito nos itens 4.2.4.1, sendo que a Tabela 10 resume a funcionalidade e identificação de cada equipamento da área 500 no processo da BioFAMES®.

Tabela 10 - Área 500: equipamentos e suas funcionalidades de processo.

Tag	Nome do Equipamento	Função
V-501	Receptor Metanol Seco	Vaso receptor de Metanol anidro
V-502	Receptor Metanol Úmido	Vaso receptor de Metanol úmido
P-501	Bomba de metanol seco dos flashes de biodiesel	Bomba de retirada de metanol seco do V-501 para tanques de armazenamento
P-502	Bomba de Metanol Úmido	Bomba de retirada de metanol úmido V-502, para a etapa de retificação de metanol.
E-550	Aquecedor de entrada Coluna de Metanol	Trocador de Calor de aquecimento da Coluna de Retificação de Metanol (V-560)
V-560	Coluna de Retificação de Metanol	Coluna de separação de água e metanol
E-551	Reboiler Coluna de Retificação de Metanol	Trocador de Calor de aquecimento de fundo da Coluna de Retificação de Metanol
E-552	Condensador Parcial de Topo da Coluna V-560	Trocador de Calor condensador parcial de Topo do V-560
E-553	Condensador Total de Topo da Coluna V-560	Trocador de Calor condensador Total de Topo do V-560
V-503	Receptor Metanol da Coluna de Retificação	Vaso receptor de Metanol Seco purificado da Coluna V-560

Tabela 10 - Área 500: equipamentos e suas funcionalidades de processo.

(conclusão)

Tag	Nome do Equipamento	Função
P-504	Bomba de Refluxo de Metanol	Bomba que refluxa metanol na Coluna de Retificação de Metanol do V-503
P-503	Bomba de Metanol Final	Bomba que retira metanol do V-503 para o tanque TQ-ME-04
P-561	Bomba de do reboiler da coluna de metanol	Bomba que recircula água no V-560, aquecendo no E-551
P-560	Bomba de Água	Bomba de retirada de água do V-560, para tanque o T-570
T-570	Absorvedor de Água	Tanque receptor/absorvedor de água

Fonte: Autores (2021).

4.2.4.1 Coluna de retificação de metanol / receptor de metanol seco

Metanol do Receptor de Metanol Úmido (V-502) é bombeado pela Bomba de Alimentação de Retificação de Metanol (P-502) sendo aquecido pelo Aquecedor de Entrada da Coluna de Retificação de Metanol (E-550) para a Coluna de Retificação de Metanol (V-560). A vazão da corrente de metanol alimentada é medida pelo FT-502 e controlada pelo FIC-502, que ajusta a velocidade da P-502 por meio do inversor de frequência VFD-502. O trocador de calor E-550, aquece a alimentação à temperatura de 55°C, sendo medida pelo TT-550 e controlada pelo TIC-550, que modula a TCV-550 para controle do fluxo de vapor no E-550.

A Coluna de Retificação de Metanol consiste de três seções compostas de recheios estruturados, e a corrente de alimentação é localizada diretamente acima desta seção recheada, e direcionada por um prato distribuidor. Na seção inferior à alimentação o metanol é separado da água e na seção superior é purificado acima de 99.7% de pureza. A coluna está dimensionada para a operação a uma pressão aproximadamente atmosférica. O reboiler/reboiler da coluna de Metanol (E-551) provê aquecimento de até 95°C para a seção de enriquecimento da coluna, sendo a corrente recirculada pela Bomba do reboiler da Coluna de Metanol (P-561). A temperatura da corrente que alimenta o E-551 é medida pelo TE-562, e a temperatura de saída pelo TT-551, que é controlada pelo TIC-551, que por meio da TCV-551 mantém o fluxo de vapor no E-551. O fundo da coluna é mantido a uma temperatura elevada o suficiente para assegurar que o nível de metanol na corrente de água de descarga esteja em torno de 0,5%.

O vapor de metanol e água gerado no fundo da coluna move-se para cima da coluna entrando em contato com o líquido do topo da coluna (refluxo). O vapor de topo, praticamente metanol puro, é condensado pelo condensador de topo E-552, com troca térmica com água da torre de resfriamento. Como segurança de processo é utilizado o trocador de condensação final E-553 como um resfriador adicional, para condensação total do metanol através de água gelada do chiller. É possível mensurar a condensação e controlar a pressão na coluna V-560 através dos transmissores de temperatura TT-552 e TT-553, bem como dos transmissores de pressão PT-552 e PT-553, dispostos nas correntes de saída de seus respectivos trocadores,

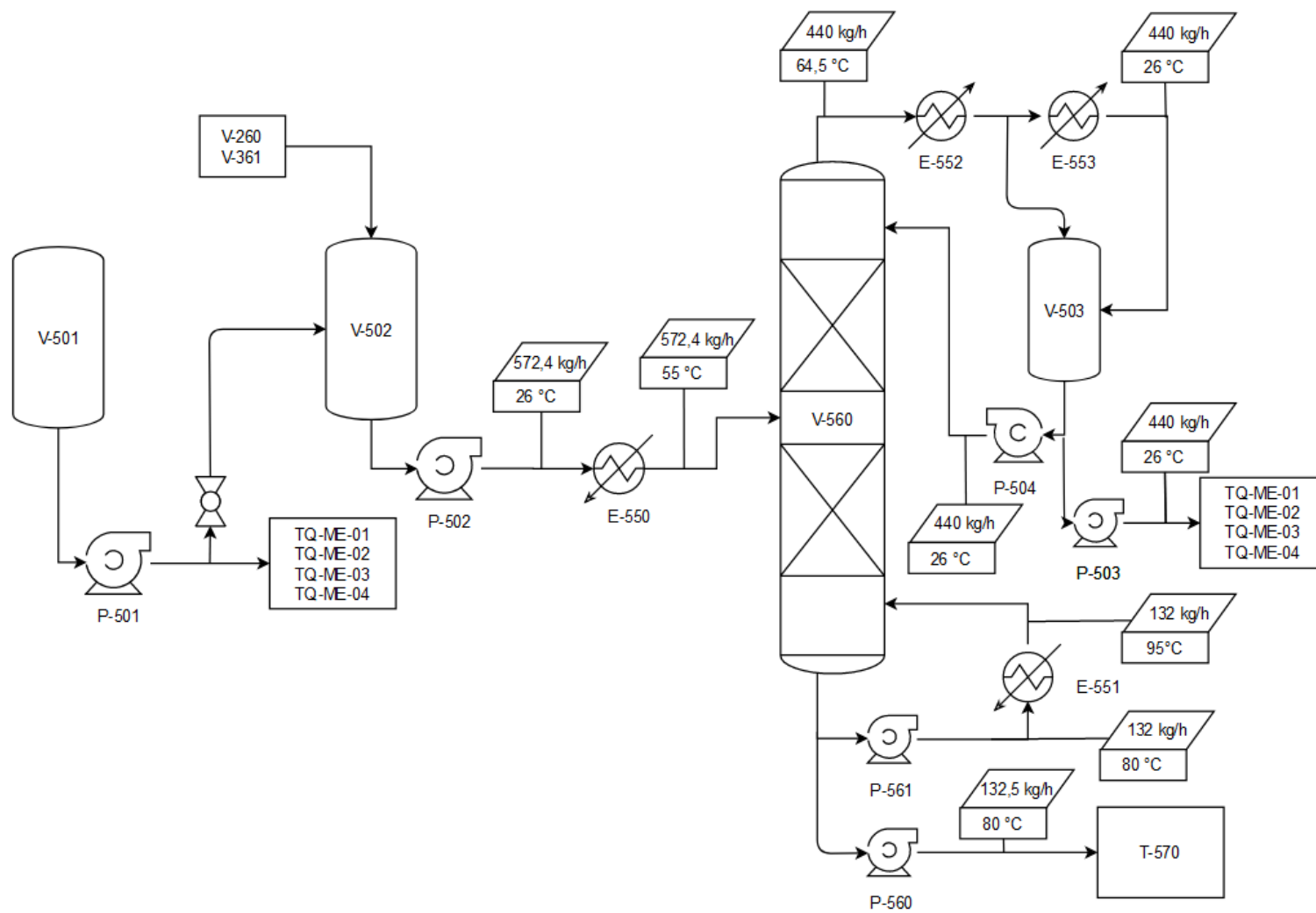
A descarga de vapor do E-553 flui para o Absorvedor de Óleo V-101, onde qualquer metanol residual é absorvido, a fim de não contaminar a água do sistema de vácuo.

Todo metanol que é condensado nos trocadores E-552 e E-553 flui para o Receptor de Metanol Seco da Coluna de Metanol (V-503), que retém o metanol anidro, a fim de que o mesmo possa retornar ao topo de V-560 como refluxo, ou enviado para o Tanque de Processo de Metanol (TQ-ME-04). Pela bomba de refluxo de metanol P-504, o fluxo da corrente é medido pelo FT-504 e controlado pelo FIC-504, modulando a válvula de controle FCV-504, para ajuste da proporção de 2.5 em relação à FT-503. A corrente de metanol que é destinada para o tanque de armazenagem é medida pelo FT-503, sendo bombeado do V-503 pela bomba de metanol final P-503.

A corrente de fundo da coluna V-560 é normalmente reciclada para utilização no processo, sendo destinada ao vaso absorvedor de água T-570 pela bomba de fundo da coluna de metanol P-560.

Caso o metanol seco presente no vaso V-501 não estiver especificado, contendo uma elevada porcentagem de umidade, sendo inviável sua reutilização direta ao processo, é possível, através de um jogo de válvulas, destinar a corrente ao vaso V-502. Deste modo, tem-se a possibilidade de purificação e reutilização do mesmo.

Figura 19 - Área 500: Retificação de Metanol



Fonte: Autores (2021).

4.2.4 Área 800: Purificação de catalisador e óleo

A área 800 (Figura 20) é ativada a cada 30 h para remoção do catalisador de um dos reatores, que é isolado do processo. A corrente com óleo e catalisador é enviada até filtros de folhas (F-810 e F-820) que separam o óxido de cálcio da corrente principal. O óleo recuperado é armazenado no tanque T-810 para ser reutilizado no processo, pela P-820, ou utilizado no auxílio da remoção do catalisador, já o óxido de cálcio é destinado para caçambas para ser calcinado por empresas parceiras que fornecem o catalisador.

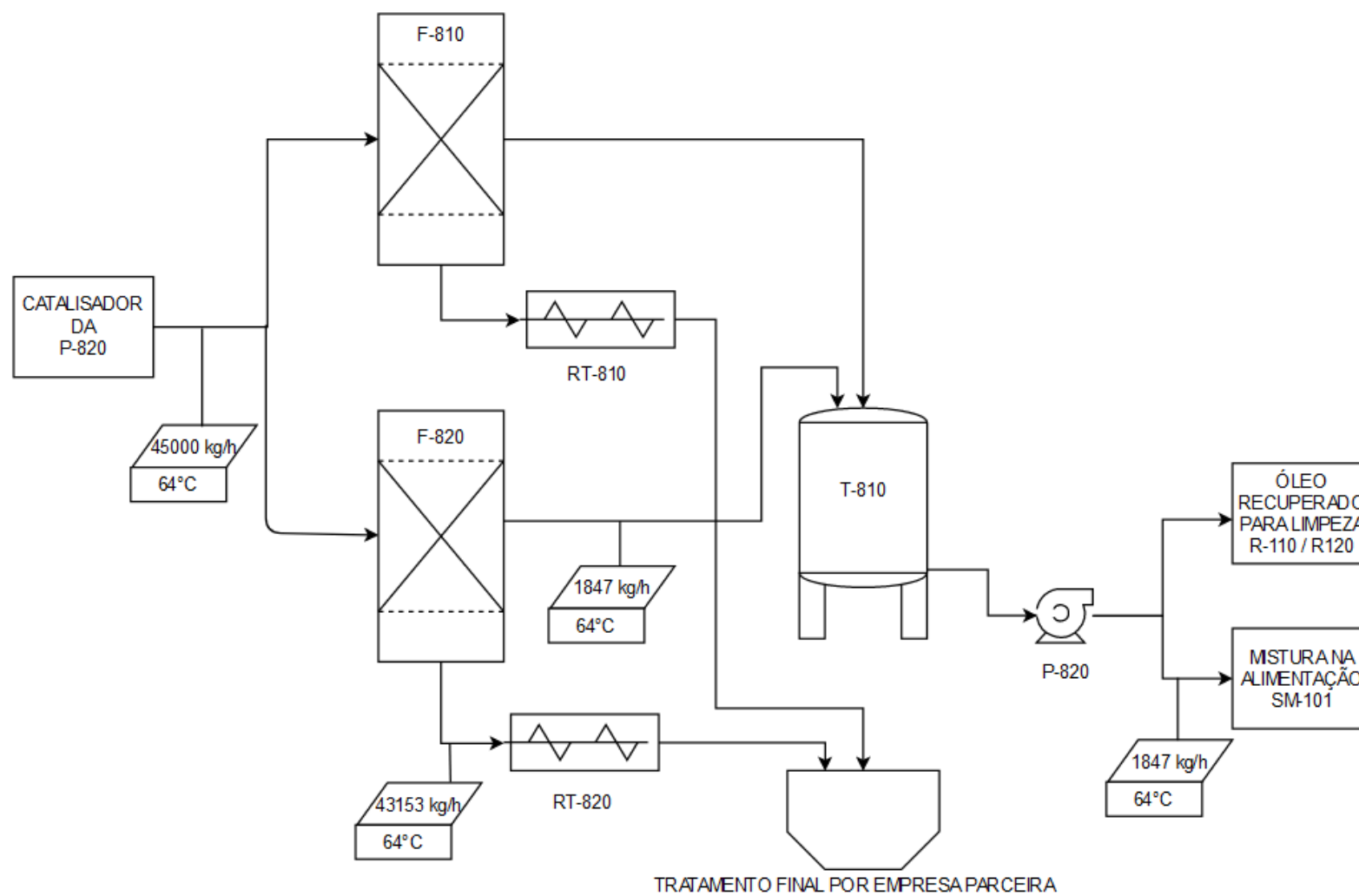
A Tabela 11 resume a funcionalidade e identificação de cada equipamento da área 800 no processo da BioFAMES®.

Tabela 11 - Área 800: equipamentos e suas funcionalidades de processo.

Tag	Nome do Equipamento	Função
P-820	Bomba de Retirada de Catalisador	Bomba que retira catalisador dos reatores R-110 e R-120
F-810	Filtro Folhas Recuperador n° 1	Filtro de separação de óleo e catalisador
F-820	Filtro Folhas Recuperador n° 2	Filtro de separação de óleo e catalisador
RT-810	Rosca Transportadora de Catalisador n° 1	Rosca transportadora de catalisador para armazenamento em container
RT-820	Rosca Transportadora de Catalisador n° 2	Rosca transportadora de catalisador para armazenamento em container
T-810	Tanque receptor de óleo filtrado	Tanque receptor de óleo filtrado / recuperado dos filtros
P-820	Bomba de óleo recuperado	Bomba de reprocesso de óleo recuperado

Fonte: Autores (2021).

Figura 20 - Área 800: Recuperação de óleo e remoção de catalisador



Fonte: Autores (2021).

4.2.5 Seguranças de processo

De um ponto de vista de segurança e operacionalidade da planta de transesterificação, tem-se uma possibilidade de ocorrência de uma mistura explosiva de vapor de ar e metanol, desta forma, utiliza-se uma cobertura de nitrogênio (inertização do sistema) ou vácuo em todos os vasos e equipamentos onde o metanol está presente. Os equipamentos que receberão este tipo de inertização por nitrogênio são vasos que foram dimensionados para operar em pressões próximas à atmosférica. São eles: Reator do Biodiesel N°1 (R-110), Reator do Biodiesel N°2 (R-120), Decantador de Biodiesel Glicerina (V-140), Tanque de Diluição de Ácido (T-201), Reator de lavagem de Biodiesel (R-210), Decantador de Biodiesel Água (V-240), Recebedor de Biodiesel Lavado (T-270), Coluna de Retificação de Metanol (V-560), Condensador de Refluxo de Retificação (E-552), Condensador Final de Retificação (E-553) e Recebedor de Metanol Seco (V-501), Tanque Absorvedor de Água (T-570). A pressão real de operação destes vasos é delimitada a pressão contida no ramal principal (e único para toda a planta de transesterificação), que será de aproximadamente de 1,1 bar (g), levemente acima da pressão atmosférica.

4.2.6 Sistema de Vácuo

O sistema de vácuo é requerido para que o metanol e a água possam ser totalmente removidos das correntes de biodiesel e glicerina, em temperaturas moderadas. Os dois vasos flash (V-160 e V-360) e os dois strippers de metanol (V-260 e V-361), o Receptor de Metanol Seco (V-501), o Recebedor de Metanol Úmido (V-502), e o Vaso Absorvedor de Óleo (V-101) operam sob vácuo. O sistema de vácuo é projetado para manter pressão absoluta de 130 mbar na descarga do absorvedor de óleo.

Uma bomba de vácuo de anel líquido, marca Omel, foi dimensionada para atender a esta capacidade, conforme apresentado no Apêndice C - Memorial de Cálculo. Estes tipos de bombas são máquinas de pás rotativas de deslocamento positivo, fornecendo vácuo ao processo, sendo seu princípio de funcionamento centrado no líquido vedante auxiliar que forma um anel no interior do corpo da bomba à medida que o rotor gira, assim formando pequenas câmaras retentoras de gás. Possui uma construção diferenciada na qual o eixo do rotor é excêntrico em relação ao corpo, de forma a permitir que o líquido encha (não totalmente) e esvazie (não totalmente) cada câmara do rotor durante uma única rotação, criando assim a compressão de

gás para a ação de bombeamento/sucção. O calor gerado durante a compressão é dissipado no líquido vedante, de modo que parte do líquido é descarregado junto com os gases de saída. A mistura de escape residual deve então ser separada com auxílio de um vaso separador e direcionada para a atmosfera. Em contrapartida, a água de fundo deve ser resfriada com apoio de água de chiller e reciclada à bomba de anel líquido.

Assim, para instalação desta tecnologia, projetou-se um sistema com bomba de vácuo de anel líquido, modelando seu sistema e periféricos: bomba de água de serviço para anel líquido, tanque separador ar-água e resfriador de água de serviço. A concepção do sistema é apresentada na página 1 no Apêndice A - Diagrama de Tubulações e Instrumentação.

4.2.7 Controle de processo

Nesta etapa optou-se por apresentar a lógica de controle e instrumentação empregada para a etapa mais importante do processo de transesterificação da planta de biodiesel da BioFAMES[®], que pode ser visualizado na página 2 do diagrama de tubulação de processo e instrumentação (P&ID), anexo A.

A simbologias/codificações de controle e instrumentação aqui utilizados estão de acordo com a norma ANSI/ISA (AMERICAN NATIONAL STANDARD, 2009), mundialmente utilizada. A seleção de *hardware* e *software* de controle ficará a cargo de empresas terceirizadas que serão posteriormente contratadas.

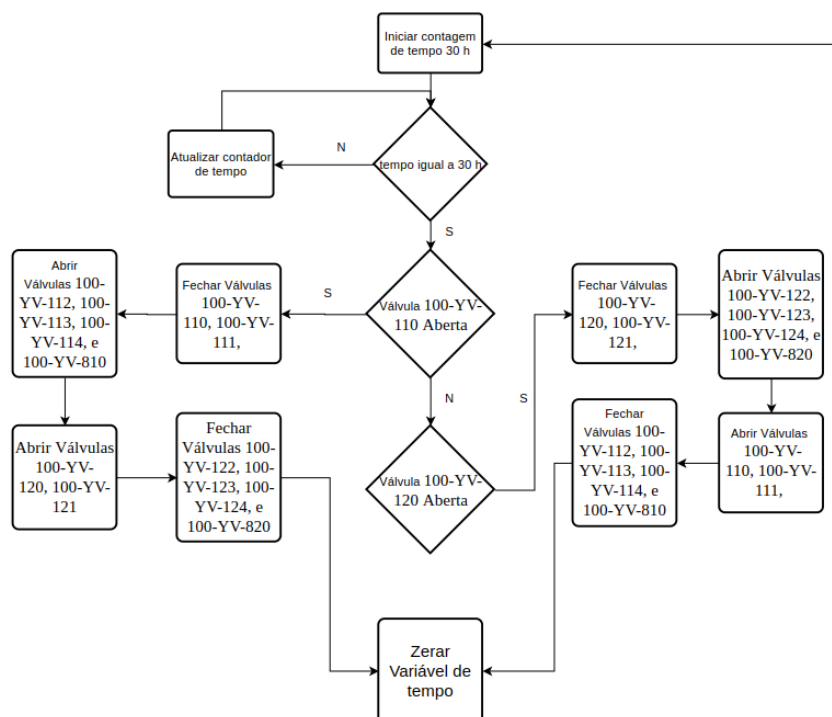
Primeiramente o óleo blendado, advindo do absorvedor de óleo (V-101), através da bomba P-101, é contabilizado pelo medidor de fluxo FT-101. Por meio de comunicação via CLP, a vazão de metanol é ajustada para a razão recomendada de metanol/óleo (12:1), no medidor de fluxo FT-483, que por meio do FIC-483, faz o acionamento de um inversor de frequência VFD-483, capaz de ajustar a corrente elétrica empregada no motor da bomba, fazendo com que esta se acelere ou desacelere, ajustando-se para *setpoint* de controle. Vazões superiores ou inferiores a 15% do set-point acionam alarmes de fluxo máximo e mínimo, no supervisor da sala de comando. Deste modo, óleo e metanol na proporção requerida são misturados no SM-101, sendo sua temperatura medida e monitorada via TT-101. A corrente de alimentação do reator, então, é aquecida até 64°C, via troca térmica no trocador E-150, o qual possui uma válvula de controle de vapor (100-TCV-150) que admite o fluido até que a temperatura indicada no TT-150, temperatura da corrente de óleo blendado, for a ideal para a fase reacional (64°C). Limites de temperatura máxima e mínima, bem como alarmes, são

controlados via FIC-150. A 100-PSV-150 é atuada somente em caso de sobrepressão do sistema, aliviando a mesma e remetendo o fluxo de alimentação do reator para um local seguro. Como a campanha de cada reator é de 30 h, as válvulas de controle ON/OFF 100-YV-110 e 100-YV-120 atuam de forma alternada promovendo a operação do reator R-100 enquanto o reator R-120 está em processo de limpeza e troca de catalisador e vice-versa. As válvulas 100-YV-111 e 100-YV-121 atuam de forma análoga as *ON/OFF*'s de alimentação promovendo o transbordo do R-110 ou do R-120 para o vaso decantador de biodiesel-glicerina (V-140). As válvulas 100-YV-112, 100-YV-113, 100-YV-114, e 100-YV-810 são acionados somente quando a limpeza do reator R-110 com a troca do catalisador for necessária, sendo atuada primeiramente a 100-YV-810 para a dispersão do catalisador para a P-810, com a composição da corrente formada por um flushing de óleo recuperado (via 100-YV-112) e vapor ou ar comprimido (via 100-YV-113). De forma análoga, a limpeza e troca de catalisador ocorre no reator R-120, pelas válvulas 100-YV-122, 100-YV-123, 100-YV-124, e 100-YV-820. Este excedente de óleo é recuperado via filtração na seção de recuperação de óleo, página 09 do Anexo A.

As pressões dos reatores são medidas pelo PT-110 e PT-120, respectivamente, e quando uma pressão baixa é atingida, inferior a 0,02 bar (g), um alarme é disparado (PAL-110 ou PAL-120), indicando que o sistema de cobertura de nitrogênio não está operando adequadamente. Quando uma alta pressão é atingida, superior a 0,06 bar (g), um alarme é disparado (PAH-110 ou PAH-120), indicando que o sistema de cobertura de nitrogênio não está operando adequadamente ou que a corrente de alimentação está entrando no vaso muito quente e de forma muito rápida.

A lógica de controle, diagramação e sintonização do controlador FIC-101, que controla a alimentação de óleo na fase reacional, é apresentada no Apêndice C - Memorial de Cálculo. A Figura 21 exemplifica a lógica de controle das válvulas ON/OFF para a descarga de catalisador dos reatores R-110 e R-120.

Figura 21 – Lógica sequencial de controle para descarga de catalisador dos reatores



Fonte: Autores (2021).

4.3 INSTALAÇÕES DE PROCESSO

As instalações aqui denominadas referem-se às tubulações necessárias para conectar os distintos equipamentos da cadeia produtiva a fim de transportar a corrente de processo entre as distintas operações unitárias. Deste modo é relevante apresentar o material construtivo destes diferentes trechos, pois os mesmos precisam ser adequados ao sistema, uma vez que há distintas condições de processo, como temperatura, pressão e pH. Assim, será priorizado o uso de aço inox 316 para a construção das tubulações, salvo quando é especificado o tipo de material construtivo.

O método adotado para determinação do diâmetro das tubulações de processo foi o método sugerido por Macintyre (2012), no qual, a partir da vazão necessária no trecho, utilizando uma velocidade recomendada é possível obter a área e o diâmetro necessário para tal. Por experiência e visando um design para futuras ampliações de capacidade produtiva padronizou-se os cálculos para tubulações de líquidos em velocidades de 1 m/s, para diâmetros inferiores a 8 polegadas, e 2 m/s, para diâmetros acima de 8 polegadas; para tubulações de vapores em velocidades de 15 m/s; 0,5 m/s para líquidos em escoamento por gravidade, como tubulações de transbordo; além de, 0,2 m/s para escoamento de sólidos.

A Tabela 12 apresenta os resultados obtidos no dimensionamento das tubulações da BioFAMES[®] já selecionados os diâmetros comerciais e as velocidades. O detalhamento dos cálculos encontra-se no apêndice C.

Adotou-se um sistema de tag nas tubulações sendo composto por quatro informações de processo. Primeiramente é apresentado o diâmetro da tubulação, em polegadas; e em seguida é apresentado o material de fabricação desta linha, sendo que a nomenclatura dada por: CS150 (aço carbono 150 libras), CS300 (aço carbono 300 libras), SS304L (aço inoxidável 304L), SS316L (aço inoxidável 316L), CSPTFE (aço carbono revestido com politetrafluoretileno - PTFE). Posteriormente, apresenta-se o fluído principal do processo, em que as siglas utilizadas foram: ON para óleo neutro; SB para gordura animal; VA para vapor; ME para metanol; AP para água de processo; OB para óleo blendado; CT para catalisador; GL para glicerina; BD para biodiesel; e AA para água ácida. E por fim o número de construção da linha.

Tabela 12 - Diâmetro de tubulações de processo.

(continua)

Trecho		Fluído	Vazão (m ³ /h)	Diâmetro Escolhido (in)	Velocidade Calculada (m/s)	Tag Adotado
De:	Para:					
P-481	V-101	Óleo Neutro	16,48	3	1,00	3"-SS340L-ON-0002
P-482	F-400 / V-101	Gordura Animal	16,93	3	1,03	3"-SS340L-SB-0002
V-101	P-770	Vapores	446,00	4	15,28	4"-CS150-VA-0001
P-770	V-770	Vapores	446,00	4	15,28	4"-CS150-VA-0002
P-771	E-770 / P-770	Água Processo	4,8	1,5	1,17	1 1/2"-CS150-AP-001
V-101&P-101	SM-101	Óleo Blendado	33,41	4	1,14	4"-SS340L-OB-0001
P-483	SM-101	Metanol	17,46	3	1,06	3"-SS340L-ME-0001
SM-101	E-150 / R-110&R-120	Óleo Blendado	48,16	4	1,65	4"-SS340L-OB-0002
P-810	F-810 & F-820	Óxido de Cálcio	43,00	4	1,47	4"-CS150-CT-0001
TP-101	R-110 & R-120	Óxido de Cálcio	11,45	6	0,17	6"-CS150-CT-0001
P-484	P-201	Ácido Cítrico	0,01	0,5	0,03	1/2"-CSPTFE-AC-001
T-570	R-210	Água	2,95	1	1,62	1"-CS150-AP-0003
R-110 & R-120	V-140	Biodiesel	49,18	8	0,42	8"-SS340L-BD-0001

Tabela 12: Diâmetro de tubulações de processo.

(continuação)

Trecho		Fluído	Vazão (m ³ /h)	Diâmetro Escolhido (in)	Velocidade Calculada (m/s)	Tag Adotado
De:	Para:					
V-140	V-170	Biodiesel	40,12	6	0,61	6"-SS340L-BD-0001
V-240 & P-241	T-201	Água	3,28	1,5	0,80	1 1/2"-SS316L-AA-01
E-352 & E-353	V-501	Metanol	6,84	2	0,94	2"-SS340L-ME-0002
V-501 & P-501	TQ-ME-01	Metanol	12,46	2	1,71	2"-SS340L-ME-0003
R-210	V-240	Biodiesel	37,61	6	0,57	6"-SS316L-BD-0006
P-210	R-210	Biodiesel	15,00	3	0,91	3"-SS316L-BD-0013
V-240	T-270	Biodiesel	34,39	6	0,52	6"-SS304L-BD-0007
T-270 & P-240	T-271	Biodiesel	34,39	4	1,18	4"-SS304L-BD-0008
T-271 & P-271	E-250 / V-260	Biodiesel	34,39	4	1,18	4"-SS304L-BD-0009
V-170 & P-140	E-151 / V-160	Biodiesel	40,12	4	1,37	4"-SS340L-BD-0001
V-140 & P-141	E-350 / V-360	Glicerina	9,08	2	1,24	2"-SS316L-GL-0001

Tabela 12: Diâmetro de tubulações de processo.

(continuação)

Trecho		Fluído	Vazão (m ³ /h)	Diâmetro Escolhido (in)	Velocidade Calculada (m/s)	Tag Adotado
De:	Para:					
V-160 & P-160	TCV-160	Biodiesel	34,62	4	1,19	4"-SS340L-BD-0004
TCV-160	SM-210 / R-210	Biodiesel	34,62	4	1,19	4"-CSPTFE-BD-0005
V-160	E-152 / E-153	Metanol	2882,69	10	15,80	10"-SS340L-ME-0001
E-152 & E-153	V-501	Metanol	5,62	2	0,77	2"-SS340L-ME-0001
V-360 & P-360	E-351 / V-361	Glicerina	2,69	1	1,48	2"-SS316L-GL-0002
V-360	E-352 / E-353	Metanol	3496,17	10	19,17	10"-SS340L-ME-0002
V-260	P-260 & P-261	Biodiesel	33,96	4	1,16	4"-SS304L-BD-0010
V-260	E-252 & E-253	Metanol	358,98	4	12,30	4"-SS340L-ME-0001
E-252 & E-253	V-502	Metanol	0,42	0,5	0,93	1/2"-SS340L-ME-001
V-502 & P-502	E-550 / V-560	Metanol	0,71	0,5	1,56	1/2"-SS340L-ME-005
V-560	E-552 & E-553	Metanol	299,54	3	18,25	3"-SS340L-ME-0006
V-560	P-560 & P-561	Metanol	0,13	0,5	0,29	1/2"-SS340L-AP-001

Tabela 12: Diâmetro de tubulações de processo.

(conclusão)

Trecho		Fluído	Vazão (m ³ /h)	Diâmetro Escolhido (in)	Velocidade Calculada (m/s)	Tag Adotado
De:	Para:					
E-552 & E-553	V-503	Metanol	0,59	0,5	1,29	1/2"-SS340L-ME-007
V-503 & P-504	V-560	Metanol	1,17	1	0,64	1"-SS340L-ME-0008
V-503 & P-503	TQ-ME-01 & V-502	Metanol	0,59	0,5	1,29	1/2"-SS340L-ME-009
P-260	E-350 / E-351 / E-254 / TQ-BD-01&02	Biodiesel	33,96	4	1,16	4"-SS304L-BD-0011
V-361	P-361 & P-362/ TQ-GL-01	Glicerina	2,51	1	1,38	1"-SS316L-GL-0003
V-361	E-354 & E-355	Metanol	222,09	3	13,53	3"-SS340L-ME-0010
E-354 & E-355	V-502	Metanol	0,26	0,5	0,57	1/2"-SS340L-ME-010

Fonte: Autores (2021).

4.4 INSTALAÇÕES DE UTILIDADES DE PROCESSO

Uma utilidade industrial pode ser definida como algo inerente ao processo que é necessário, porém não suficiente para sua ocorrência. De uma forma geral, as utilidades servem para fornecer e retirar energia do processo, para transferir energia de um ponto a outro, para a segurança do processo por meio da inertização da atmosfera reacional e para atingir as condições operacionais previstas no projeto.

As utilidades mais comuns em plantas industriais são as utilidades de vapor, energia elétrica, tratamento de água e efluentes, utilidades de ar comprimido, geração de vácuo e refrigeração industrial.

4.4.1 Utilidades de vapor

Em uma unidade industrial, o vapor de água saturado é utilizado, principalmente, para etapas de aquecimento devido à elevada taxa de transferência de calor em função da mudança de fase da água.

O vapor necessário para a planta industrial da BioFAMES[®] será produzido por uma caldeira aquatubular, com capacidade nominal de 12 ton/h de vapor a uma pressão de 13 Kgf/cm², e que utiliza biomassa (cavaco de madeira) como combustível. Esta capacidade estimada considera uma produção excedente de pelo menos 20% em relação à demanda de vapor da planta industrial, conforme sugerido por Pera (1990).

A caldeira da BioFAMES[®] será selecionada e melhor detalhada por uma empresa especializada no ramo, porém deverá ser projetada segundo a seção I da ASME 8 e ABNT:NB 277, bem como estar de acordo com a NR 13 - Caldeiras e Vasos de Pressão e Tubulações. Preliminarmente, infere-se que a caldeira deverá possuir um pré-aquecedor de ar, filtro multiciclone, descarga de fundo automático, grelhas rotativas, controle automático de tiragem, sistema de nível contínuo, medidores de vazão e alimentação, tanque de condensado e purga, filtro mangas e um alimentador automático de cavaco. Um modelo de caldeira e um catálogo da empresa parceira estão apresentados no Anexo C - Catálogos de Fornecedores de Caldeiras.

Escolheu-se o cavaco de madeira pelo fato de apresentar fácil manipulação e armazenamento em relação a toras de lenha, e seu preço ser muito próximo ao de lenha de eucalipto de reflorestamento, segundo relatório conjuntural da EMATER-RS no ano

de 2019, desta forma tornando-se mais vantajoso para queima. Segundo Teles (1997), define-se vapor de alta, média e baixa pressão conforme apresentado pela Tabela 13.

Tabela 13 - Especificação de nomenclatura para diferentes pressões de vapor.

Pressões	Vapor de Baixa Pressão	Vapor de Média Pressão	Vapor de Alta Pressão
Pressão Mínima de Operação	1 bar (g)	10 bar(g)	38 bar(g)
Pressão Média de Operação	2 bar(g)	12 bar(g)	40 bar(g)
Pressão Máxima de Operação	3 bar(g)	13 bar(g)	45 bar(g)

Fonte: Adaptação de TELES (1997).

No que se refere ao armazenamento do combustível (cavaco), utilizar-se-á um silo/galpão de armazenamento localizado próximo à casa de caldeiras. O silo terá capacidade de alimentar o gerador de vapor por 5 dias, de acordo com os outros estoques de matérias-primas do processo. Do memorial de cálculo (Apêndice C), tem-se que a caldeira consumirá 76.971,15 kg/dia de cavaco. Ao longo de 5 dias, tem-se um consumo de 384.855,75 kg de cavaco, o que leva a estimar um galpão de armazenamento de, aproximadamente, 1012,5 m³, visto que a densidade do cavaco é de 380 kg/m³. Adota-se um volume extra de 20%, considerando espaços mortos, destinados a manejo e a cobertura, desta forma, estima-se um galpão de 1215 m³.

A recuperação do condensado pode levar à economia significativa de energia, redução do uso de tratamentos químicos e redução do consumo de água. Uma vez que todas as impurezas coletadas durante o transporte do condensado estejam removidas, o condensado pode ser reutilizado como água de alimentação da caldeira, reduzindo o fornecimento da água e custos de tratamento, bem como custos associados com a água fria utilizada para reduzir a temperatura do condensado antes do descarte, quando aplicável.

Devido a essas vantagens, optou-se pela reutilização do condensado como alimentação da caldeira. No entanto, como pode ocorrer a contaminação do condensado pelo processo, contaminando a água da caldeira, foi adotado um percentual de perdas de água em circulação nas redes de vapor e condensado de 10%.

4.4.1.1 Instalação de Vapor

O vapor produzido será conduzido no estado de vapor saturado puro a 1300 kPa (aproximadamente 13 bar) nas linhas principais de distribuição. O transporte de vapor ocorrerá em tubulações com no mínimo 0,5% de inclinação de modo a favorecer o deslocamento do condensado aos pontos de coleta. Assume-se que o vapor perde apenas calor latente durante sua passagem pelos equipamentos, retornando como condensado à caldeira.

Para o isolamento térmico da tubulação de vapor projetou-se o revestimento com uma camada de isolante térmico de hidrossilicato de cálcio seguido por um invólucro impermeável e chapas de alumínio corrugado ou de aço galvanizado, unidas por uma cinta de aço inoxidável, espaçadas entre si por 50 mm (Macintyre, 2012).

4.4.1.2 Distribuição de vapor

A Tabela 14 mostra a demanda máxima de vapor saturado para cada trecho, assim como sua pressão e temperatura de operação. A vazão máxima de vapor foi estimada considerando os equipamentos instalados em cada trecho.

Tabela 14 - Demanda máxima de vapor por trecho.

(continua)			
Trecho	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	Vazão (kg/h)
VAPOR E-150	12	187,97	1577,00
CONDENSADO E-150	12	186,71	1577,00
VAPOR E-151	12	187,97	225,80
CONDENSADO E-151	12	186,71	225,80
VAPOR E-250	12	187,97	3386,80
CONDENSADO E-250	12	186,71	3386,80
VAPOR E-251	12	187,97	58,40
CONDENSADO E-251	12	186,71	58,40
VAPOR E-550	12	187,97	18,80

Tabela 14 - Demanda máxima de vapor por trecho.

Trecho	Pressão (bar)	Temperatura (°C)	(conclusão)
			Vazão (kg/h)
CONDENSADO E-550	12	186,71	18,80
VAPOR E-551	12	187,97	53,10
CONDENSADO E-551	12	186,71	53,10
VAPOR E-356	12	187,97	1298,00
CONDENSADO E-356	12	186,71	1298,00
TOTAL			6620,60

Fonte: Autores (2021).

4.4.1.3 Comprimento e diâmetro da tubulação

O dimensionamento das tubulações de vapor foi realizado de acordo com o critério da perda de carga, como demonstrado no apêndice A uma vez que, segundo Macintyre (2012), este método se mostra adequado para linhas principais (headers) e ramais secundários, que possuem muitas peças e acessórios.

Para evitar elevadas perda de carga, desgaste e erosão nas tubulações, utilizou-se para o dimensionamento das tubulações, segundo recomendação de Macintyre (2012), a consideração de que a velocidade de escoamento do vapor nos tubos entre o intervalo de 10 e 15 m/s para os ramais secundários e entre 15 e 30 m/s para os headers principais.

Considerou-se o último trecho listado como linha principal, o qual corresponde a alimentação de vapor nas áreas da planta. Assim, tem-se que os demais trechos são ramais secundários. A Tabela 15 apresenta o diâmetro nominal das tubulações, assim como o comprimento de cada trecho das tubulações de transporte de vapor e condensado.

O condensado gerado nas tubulações de vapor e nos equipamentos será direcionado ao tanque de condensado, onde receberá água de reposição sendo novamente transformado em vapor na caldeira.

A tubulação de retorno de condensado acompanhará a tubulação de vapor e terá uma inclinação de 1,00 cm/m para favorecer o deslocamento de líquido do ponto de coleta até seu destino final (tanque de condensado). A tubulação de condensado, assim como a de vapor, será isolada com hidrossilicato de cálcio, conforme descrito no item 4.4.1.4,

com o intuito de manter a temperatura da água suficientemente elevada para que haja economia de combustível na caldeira.

O dimensionamento da linha de condensado foi realizado de acordo com o que especifica Macintyre (2012), considerando que a vazão máxima de condensado será a vazão de vapor no trecho correspondente.

Tabela 15 - Diâmetro das tubulações de vapor e condensado (SCH 40).

Trecho	Comprimento (m)	Diâmetro Nominal (pol)
VAPOR E-150	10,2	3
CONDENSADO E-150	10,6	1
VAPOR E-151	3,3	1,5
CONDENSADO E-151	3,6	0,5
VAPOR E-250	7,1	4
CONDENSADO E-250	7,5	1,5
VAPOR E-251	7,2	0,5
CONDENSADO E-251	7,6	0,5
VAPOR E-550	5,4	1,5
CONDENSADO E-550	5,6	0,5
VAPOR E-551	5,3	1,5
CONDENSADO E-551	5,5	0,5
LINHA PRINCIPAL	70	6
VAPOR E-356	8,3	3
CONDENSADO E-356	8,5	1

Fonte: Autores (2021).

4.4.1.4 Material e isolamento para instalações de vapor

Segundo Macintyre (2012), para tubos com temperaturas até 200 °C pode-se empregar aço carbono A-53 ou API 5L. Como a temperatura do vapor não ultrapassa a marca de 185 °C, serão utilizadas tubulações de aço carbono NBR 5590/ASTM A-53.

A conexão/ligação entre os tubos será feita com solda de encaixe para diâmetros nominais inferiores a 2” e com solda de topo para diâmetros superiores a 2”. Para isolamento térmico das tubulações de vapor, emprega-se hidrossilicato de cálcio, com espessura, conforme recomendado por Telles (1997).

Assim, tem-se que nos trechos em todos os trechos listados a espessura mínima de isolamento deverá ser de 38 mm.

4.4.1.5 Suportes das tubulações de vapor

A Figura 22 (MACINTYRE, 2012) fornece o espaçamento máximo entre suportes para tubos de diferentes diâmetros de aço carbono A-53. Com base nesta informação, estimou-se o número de suportes necessários na linha de vapor em cada trecho, considerando o seu comprimento. A Tabela 16 apresenta o número de suportes necessários para cada trecho.

Tabela 16 - Suportes das tubulações de vapor.

(continua)		
Trecho	Espaçamento (m)	Número de Suportes
VAPOR E-150	10,2	3
CONDENSADO E-150	10,6	3
VAPOR E-151	3,3	1
CONDENSADO E-151	3,6	2
VAPOR E-250	7,1	2
CONDENSADO E-250	7,5	3
VAPOR E-251	7,2	4
CONDENSADO E-251	7,6	4
VAPOR E-550	5,4	2
CONDENSADO E-550	5,6	3
VAPOR E-551	5,3	2
CONDENSADO E-551	5,5	3

Tabela 16 - Suportes das tubulações de vapor.

(conclusão)		
Trecho	Espaçamento (m)	Número de Suportes
VAPOR E-356	8,3	3
CONDENSADO E-356	8,5	3
LINHA PRINCIPAL	70	14

Fonte: Autores (2021).

Figura 22 - Distanciamento de Suporte para tubulações.

Diâmetros (pol.)	1	1 1/2	2	2 1/2	3	4	5	6	8	10	12	14
Espaçamento (m)	2,1	2,7	3,0	3,3	3,6	4,2	4,8	5,1	6,7	6,7	7,0	7,6

Fonte: Macintyre, 2012.

4.4.1.6 Acessórios da tubulação de vapor

Tem-se 8 válvulas atuadas, 40 não atuadas, 3 separadores de umidade, 7 purgadores, 13 filtros, 66 cotovelos e 32 tês, conforme apresenta a Tabela 17.

Tabela 17 - Acessórios da tubulação de vapor.

(continua)							
Trecho	Válv. não-atuada	Válv. atuada	Separador umidade	Purgador	Filtro	Curvas	Tê
VAPOR E-150	3	1			1	3	3
CONDENSADO E-150	3			1	1	6	2
VAPOR E-151	3	1			1	3	3
CONDENSADO E-151	3			1	1	6	2
VAPOR E-250	3	1			1	3	3
CONDENSADO E-250	3			1	1	6	2
VAPOR E-251	3	1			1	3	3
CONDENSADO E-251	3			1	1	6	2

Tabela 17 - Acessórios da tubulação de vapor.

(conclusão)							
Trecho	Válv. não-atuada	Válv. atuada	Separador umidade	Purgador	Filtro	Curvas	Tê
VAPOR E-550	3	1			1	3	3
CONDENSADO E-550	3			1	1	6	2
VAPOR E-551	3	1			1	3	3
CONDENSADO E-551	3			1	1	6	2
LINHA PRINCIPAL	4	2	3	1	1	12	

Fonte: Autores (2021).

4.4.1.7 Válvulas da linha de vapor

As válvulas de bloqueio destinam-se a interromper ou manter o fluxo de vapor, operando assim completamente fechadas ou completamente abertas. É recomendado e, portanto, serão instaladas válvulas de bloqueio geral antes e depois de cada equipamento, após a saída da caldeira e nas estações redutoras de pressão, (Macintyre, 2012). Deste modo, promove-se estanqueidade destes pontos, sendo possível ações de manutenção, reparo e/ou troca de equipamentos.

As válvulas atuadas pertencem ao conjunto de válvulas destinadas à automatização do processo, sendo acionadas pelo painel de controle. Serão selecionadas válvulas atuadas de acordo com o Anexo D ou similares.

Em pontos que possam ocorrer elevações da pressão do vapor, como por exemplo na saída das caldeiras, em trocadores de calor e após válvulas redutoras de pressão, instalar-se-á válvulas de segurança. Todas as válvulas de bloqueio e de segurança instaladas na planta serão da marca Spirax Sarco, como apresentadas nos anexos E e F, respectivamente. A válvula redutora de pressão será da marca TVL, conforme apresentado no Anexo G ou similares.

4.4.1.8 Separadores, purgadores e filtros

Por provocarem o alargamento brusco da seção de escoamento do vapor, reduzindo, desta forma, sua velocidade, os separadores promovem a separação de gotículas de água que acompanham o vapor (MACINTYRE, 2012). Os separadores estarão localizados na saída da caldeira, nos ramais de alimentação de equipamentos, nas estações redutoras de pressão e nas tubulações do processo, de 30 em 30 m.

Devido a perda de carga dos separadores, dos “tês” e dos equipamentos, a formação de condensado nas linhas de vapor é inevitável, assim purgadores serão instalados para a remoção do mesmo quando formado, sem que ocorra perda de vapor no processo (MACINTYRE, 2012). Sendo assim, os purgadores serão instalados juntamente aos separadores e no fim dos ramais de cada equipamento. Os purgadores instalados nas linhas principais serão do tipo termodinâmico, enquanto que os purgadores instalados junto aos trocadores de calor serão do tipo termostático de pressão equilibrada. Juntamente aos purgadores estarão instalados filtros do tipo “Y” para retenção de partículas (sujeidades) carregadas pelo vapor ou presentes na linha.

4.4.2 Utilidades de água fria

A utilização de água durante a produção de biodiesel é dependente da etapa do processo à qual se refere. Enquanto na etapa de reação a presença de água é inapropriada, devido a possibilidade de ocorrência de reações de saponificação relacionadas ao fato de se ter meio aquoso, nas etapas de purificação é indispensável à medida que a lavagem proporciona um método simples e barato para remoção de sais e impurezas presentes no biodiesel, resultantes das etapas anteriores (KNOTHE *et al.*, 2006).

A demanda de água da BioFAMES[®] inclui, além das etapas principais da produção de biodiesel, os setores administrativos e reposição nas torres de resfriamento e caldeira. Assim sendo, projeta-se a utilização de água no processo produtivo no tanque de lavagem R-210 e na diluição do ácido na etapa de acidulação do biodiesel, na caldeira, limpeza das áreas de manutenção e casa de máquinas, limpeza das áreas de recebimento e expedição, nos sanitários, lavatórios e pias, bebedouros, cocção de alimentos e sistema de combate a incêndio.

Por meio de um sistema de tubulações, prevê-se a adequada distribuição de água através de uma rede interligada a dois reservatórios de água fria, sendo uma cisterna (reservatório inferior) e um reservatório elevado. Os reservatórios fornecerão água por

gravidade para todos os pontos de consumo. A alimentação deste sistema será feita através de poços artesianos equipados com um sistema de elevação pneumática de água (sistema “air-lift”).

4.4.2.1 Demanda de água fria

Conforme mencionado anteriormente, a planta de transesterificação da BioFAMES® tem como previsão a operação diária de 24 horas, desta forma, apresenta-se a Tabela 18, exemplificando a demanda de água em cada equipamentos do pavilhão industrial. Tem-se um total diário de 13.266,72 m³ de água fria proveniente das torres de resfriamento.

Tabela 18 - Demanda de água fria nos equipamentos.

Equipamento	Vazão Mássica (kg/h)	Vazão Volumétrica (m ³ /h)
ENTRADA E-152	13.733,30	13,80
SAÍDA E-152	13.733,30	13,81
ENTRADA E-252	19.526,30	19,62
SAÍDA E-252	19.526,30	19,64
ENTRADA E-254	304.524,60	305,95
SAÍDA E-254	304.524,60	306,34
ENTRADA E-352	187.111,70	187,99
SAÍDA E-352	187.111,70	188,22
ENTRADA E-354	7.940,40	7,98
SAÍDA E-354	7.940,40	7,99
ENTRADA E-552	17.022,70	17,10
SAÍDA E-552	17.022,70	17,12
TOTAL	549.858,94	552,78

Fonte: Autores (2021).

Segundo a Norma Regulamentadora (NR 20) não é recomendado a instalação de bebedouros, banheiros e lavatórios em áreas industriais classificadas. Assim, no pavilhão industrial não haverá demanda maior além da relacionada aos equipamentos e limpeza das áreas.

Projeta-se no conjunto de prédios administrativos 2 bebedouros por prédio, totalizando 8 bebedouros; 1 banheiro masculino e 1 banheiro feminino por prédio,

contendo 2 lavatórios e 2 sanitários cada, totalizando 8 lavatórios e 8 sanitários. Na área destinada ao refeitório haverá 1 caldeirão, 3 pias, 1 máquina de lavar pratos, 1 cuba de buffet, 2 bebedouros e 2 lavatórios. No laboratório estão previstos: 8 pias e 1 banheiro masculino e 1 banheiro feminino, contendo 1 lavatório e 1 sanitário cada. No recebimento de matéria-prima estão previstos: 1 banheiro masculino e 1 banheiro feminino, contendo 2 lavatórios e 2 sanitários cada. Na manutenção estão previstos: 4 pias, 1 banheiro masculino e 1 banheiro feminino, contendo 2 lavatórios e 2 sanitários cada. Na casa de máquinas está prevista 1 pia. Estão também previstos 2 torneiras e 1 hidratante para cada bacia de contenção na área de tancagem, bem como para cada estacionamento. Projeta-se também uma lavanderia, com 2 máquinas de lavar roupa, para uso interno dos funcionários.

Estimou-se um consumo de 900 L/h para cada lavatório e/ou pia, e um consumo de 540 L/h para vasos sanitários. A distribuição de sanitários e lavatórios foi realizada considerando o número de trabalhadores do estabelecimento (125) mais uma folga de 36%, totalizando cerca de 170 pessoas, distribuídas em 50% de homens e 50% de mulheres. Para o setor referente ao refeitório, a cuba do buffet foi definida para um volume de 1080 L, sendo seu uso em dois horários, incluindo almoço e jantar. Assim, o consumo previsto para o buffet será de 4320 L/dia. O dimensionamento das unidades de lavatório e sanitários foi realizado com base nas normas vigentes, incluindo a NBR 5626:1998, citado por Macintyre (2012) e a Norma Regulamentadora no 24 - NR 24 - Condições Sanitárias e de Conforto nos Locais de Trabalho – do Ministério do Trabalho.

A água fria também é utilizada na alimentação da caldeira para geração de vapor e na reposição da torre de resfriamento. O consumo de água para a da caldeira foi estimado em 10% do volume total de alimentação da caldeira, ou seja, de 600 L/h, sendo referente às perdas de condensado. Utilizou-se a proporção de 5% em relação à vazão de circulação de água de resfriamento, referente às perdas por evaporação e purga do sistema. Conforme apresentado na tabela 18, o total de água de resfriamento em circulação é 552,78 m³/h, assim tendo 27,64 m³/h de água de reposição.

A definição do consumo horário foi baseada na operação simultânea de todos os pontos consumidores de água na planta, sendo base para o dimensionamento das tubulações de alimentação de cada ponto de consumo. Fez-se o dimensionamento dos reservatórios de água fria a fim de contemplarem, com seu volume, o consumo diário da planta.

Para determinação do consumo diário, adotaram-se os seguintes critérios de utilização: 5 horas diárias de uso contínuo nos lavatórios; 5 horas diárias de uso nos sanitários; 8 horas diárias de uso no caldeirão; 8 horas de uso de pias, tanques e torneiras; 8 horas diárias de uso na lava-roupas e 8 horas diárias de uso nos bebedouros. Com base nestes critérios, foi definido o consumo total diário da planta, utilizado para o dimensionamento dos reservatórios de água e capacidade do poço a ser instalado.

A demanda de água fria para os diversos pontos de consumo, por setores, está apresentada na Tabela 19, bem como considerando o fator de consumo.

Tabela 19 - Demanda de água fria além do processo.

Local	Dispositivo	Qtd.	Demanda Máxima por unidade (l/h)	Tempo de Uso diário (% h)	Demanda Acumulada Diária (l/h)
Geração de Vapor	Caldeira	1	600,00	100,00	600,00
Reposição TR	Torre Resfriamento	1	-	-	27.639,00
Prédio ADM	Sanitário	10	540,00	20,83	1.124,82
Prédio ADM	Banheiro	10	900,00	33,33	2.999,70
Prédio ADM	Bebedouro	10	540,00	33,33	1.799,82
Sala de manutenção	Banheiro	4	900,00	33,33	1.199,88
Sala de manutenção	Bebedouro	1	540,00	33,33	179,98
Sala de manutenção	Sanitários	4	540,00	20,83	449,93
Cozinha	Caldeirão	2	300,00	20,83	124,98
Recebimento Matéria-Prima	Banheiros	2	540,00	20,83	224,96
Recebimento Matéria-Prima	Sanitários	2	540,00	33,33	599,94
Lavanderia	Lava roupas	2	1080,00	20,83	449,93
Refeitório	Buffet	1	540,00	20,83	112,48
Refeitório	Bebedouro	2	360,00	20,83	149,97

Fonte: Autores (2021).

Finalmente, a partir do consumo total horário de cerca de 37,65 m³/h, obteve-se um consumo diário de água, além do processo, de 903,73 m³.

4.4.2.2 Poço “air-lift”

O estabelecimento industrial será dotado de três poços do tipo *air-lift*, que farão o bombeamento da água do subsolo para um reservatório do tipo cisterna, com capacidade de 3/5 do volume diário de água consumida na planta. Alguns detalhes devem ser previstos, tendo em vista o sistema do poço adotado, sendo eles: na cisterna deve ser instalado um sistema de nível elétrico e/ou eletrônico, contendo nível máximo e mínimo, para os acionamentos e paradas do sistema de bombeamento do poço para a cisterna; por questões de custos da instalação e manutenção, a válvula de ar acionada eletricamente deve ser instalada o mais próximo possível da cisterna, após o reservatório do poço; o sistema de ar comprimido do poço deve ser equipado com uma válvula de acionamento elétrico que recebe o sinal proveniente do sistema de nível da cisterna, realizando a operação de abrir e fechar o fluxo de ar para o poço.

4.4.2.3 Reservatórios de água

A planta industrial BioFAMES[®] conta com um reservatório de água, elevado a 22 metros de altura, com capacidade de armazenamento correspondente a 2/5 do volume diário da planta, abastecendo toda a rede por gravidade. Este volume representa um total de 361,49 m³, de acordo com o cálculo realizado na seção 4.4.2.1.

O recalque da água da cisterna para o reservatório elevado será realizado por meio de uma bomba centrífuga. Nos mesmos moldes dos poços *air-lift*, no reservatório elevado deverá ser instalado um sistema de nível elétrico e/ou eletrônico, contendo nível máximo e mínimo, para os acionamentos e paradas da bomba de recalque entre a cisterna e o reservatório. Para garantia do fornecimento, será adotado um sistema com duas bombas, de forma a garantir as exigências de manutenção e/ou eventuais problemas de funcionamento mecânico ou elétrico. O volume da cisterna corresponderá, por sua vez, a 3/5 do volume diário da planta, ou seja, de 542,24 m³.

Além disso, é necessário adotar em cada reservatório de água um extravasador (ou “ladrão”) para escoar eventuais excessos de água, sendo o diâmetro do ladrão a bitola comercial superior ao diâmetro da tubulação de entrada do reservatório. Os reservatórios serão construídos em alvenaria.

Sendo assim, assumindo que a saída do sistema aplicado será a do tipo 2, segundo a classificação da NBR 13714 a empresa BioFAMEs[®] é classificada como industrial, atacadista e depósitos sendo da subclassificação i-3, de alto risco, tem-se que a vazão de uma saída é de 300 L/min e o tempo adequado é de 60 min. Desta forma, será necessário um reservatório subterrâneo sob o estacionamento da empresa BioFAMEs[®] com o volume de 36 m³.

4.4.2.4 Revestimento do poço.

Faz-se necessária a instalação de revestimento do poço, assim garantindo a sustentação das paredes da perfuração e meio de condução hidráulica da água. Além do citado, o revestimento do poço é utilizado para impedir a drenagem para o interior do poço de água superficial ou de água poluída de aquíferos impróprios, que iriam contaminá-lo. Para o revestimento, conforme recomendações do Serviço Geológico do Brasil (1998), serão adotados tubos de PVC aditivados (geomecânico).

4.4.2.5 Instalações de água fria

As tubulações de água deverão ser pintadas com fundo base e acabamento na coloração verde e serão adquiridas de material aço carbono ASTM A-53 SCH 40, sendo que as tubulações superiores a 2 polegadas terão conexões montadas com flange e abaixo de 2 polegadas serão montadas com solda (exceto as válvulas, que serão rosqueadas).

Os trechos de tubulação desde o reservatório de água até o acesso nos prédios da indústria serão instalados aéreos a 4,4 metros de altura do chão para não prejudicar a circulação no pátio da indústria. Já na parte interna dos prédios, serão montados suportes do tipo mão francesa confeccionado em cantoneira em ASTM A-36 de 1 polegada por 1/4 de polegada e a fixação das cantoneiras na parede será realizada por meio de bucha S10 com parafuso 10 milímetros. Esses suportes serão alocados em todas as saídas de ramais secundários e nas saídas de consumo direto para equipamentos ou em posições

intermediárias da tubulação em intervalos de no máximo 6 metros. A fixação das tubulações nas cantoneiras será feita por abraçadeira.

4.4.2.6 Dimensionamento das tubulações de água fria

O dimensionamento da tubulação de água fria foi realizado conforme apresentado no Apêndice C. Informações quanto ao diâmetro nominal e demanda de cada trecho da linha de água fria constam na Tabela 20.

Tabela 20 - Vazão de água fria e diâmetro da tubulação por trecho.

Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /h)	Diâmetro da Tubulação (pol)	Velocidade Calculada (m/s)
ENTRADA E-152	5,5	13,80	2	1,89
SAÍDA E-152	5,7	13,81	2	1,89
ENTRADA E-252	5,2	19,62	3	1,19
SAÍDA E-252	5,5	19,64	3	1,20
ENTRADA E-254	3,1	305,95	10	1,68
SAÍDA E-254	3,5	306,34	10	1,68
ENTRADA E-352	6,7	187,99	8	1,61
SAÍDA E-352	6,9	188,22	8	1,61
ENTRADA E-354	4,1	7,98	2	1,09
SAÍDA E-354	4,3	7,99	2	1,09
ENTRADA E-552	3,5	17,10	3	1,04
SAÍDA E-552	3,7	17,12	3	1,04
TUBULAÇÃO PRINCIPAL	95	-	14	-

Fonte: Autores (2021).

4.4.3 Utilidade de água gelada

A tubulação de água gelada - solução de monoetilenoglicol 10% (v/v) - utilizada na instalação será de aço galvanizado, contando com isolamento externo de espuma elastomérica, conforme Anexo H, para evitar o aquecimento da solução que está sendo distribuída aos equipamentos. A solução de monoetilenoglicol 10% (v/v) deixa o chiller a 4 °C, remove calor nos equipamentos aos quais se destina e retorna ao chiller a 7 °C, onde é resfriado e reinicia o ciclo de refrigeração.

A empresa BioFAMES® conta com dois chillers modelo BWE-SF-51924 capazes conjuntamente de resfriar 830,58 m³/h de água gelada, sendo que cada chiller comporta 4 compressores segundo o catálogo apresentado no Anexo I. A Tabela 21 apresenta a demanda de água gelada.

Tabela 21 - Demanda máxima de água gelada por equipamento.

Equipamento	Demanda (m ³ /h)
ENTRADA E-153	311,20
SAÍDA E-153	311,32
ENTRADA E-253	311,20
SAÍDA E-253	311,32
ENTRADA E-353	198,15
SAÍDA E-353	198,22
ENTRADA E-355	9,81
SAÍDA E-355	9,82
ENTRADA E-553	0,06
SAÍDA E-553	0,06
TOTAL	830,58

Fonte: Autores.

O dimensionamento da linha de água gelada foi realizado conforme o Apêndice C. Informações quanto ao diâmetro nominal e demanda de cada trecho da linha de água gelada constam na Tabela 22.

Tabela 22 - Vazão de água gelada e diâmetro da tubulação por trecho.

(continua)				
Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /h)	Diâmetro da Tubulação (pol)	Velocidade Calculada (m/s)
ENTRADA E-153	6,2	311,20	10	1,71

Tabela 22 - Vazão de água gelada e diâmetro da tubulação por trecho.

(conclusão)

Trecho	Comprimento (m)	Vazão (m ³ /h)	Diâmetro da Tubulação (pol)	Velocidade Calculada (m/s)
SAÍDA E-153	6,5	311,32	10	1,71
ENTRADA E-253	7,1	311,20	10	1,71
SAÍDA E-253	7,3	311,32	10	1,71
ENTRADA E-353	5,6	198,15	10	1,09
SAÍDA E-353	5,8	198,22	10	1,09
ENTRADA E-355	4,3	9,81	2	1,34
SAÍDA E-355	4,7	9,82	2	1,35
ENTRADA E-553	3,8	0,06	0,5	0,13
SAÍDA E-553	3,9	0,06	0,5	0,13
TUBULAÇÃO PRINCIPAL	90	830,58	16	1,78

Fonte: Autores (2021).

4.4.4 Bombas de processo

Para o transporte dos fluidos foram dimensionadas bombas centrífugas, sendo de fornecimento pela KSB (ANEXO K) e em maiorias modelos Megacpk. A Tabela 23 apresenta a partir das curvas características do fornecedor o modelo escolhido, potência e demais dados das bombas de processo.

Tabela 23 - Modelos e características bombas necessárias em todo o site da BioFAMES®.

(continua)

Tag	TIPO	Modelo Escolhido	Rotor (mm)	Head (m)	Motor (rpm)	MOTOR WEG (cv)
P-481	MEGACPK	080-050-315	303	47	1750	7,5
P-482	MEGACPK	080-050-315	303	47	1750	7,5
P-101	MEGACPK	080-050-315	303	45,8	1750	10,0
P-483	MEGACPK	080-050-250	220	92	3500	25,0
P-810	LCC-M	080-300	310	93	2500	40,0
P-140	MEGACPK	080-050-200	180	65	3500	20,0
P-141	MEGACPK	065-040-315	318	52	1750	7,5
P-160	MEGACPK	080-050-315	303	45,8	1750	10,0
P-501	MEGACPK	065-040-315	280	155	3500	40,0
P-770	OMEL	250/160-80	2 ESTÁGIOS	100 mBAR(a)	1750	25,0
P-771	MEGACHEM	032-200.1	186	16,3	1750	2,0
P-240	MEGACPK	080-050-315	303	45,8	1750	12,5
P-271	MEGACPK	080-050-315	303	45,8	1750	12,5
P-201	NETZSCH	NM038BY02S12B	---	80	1750	1,4
P-484	MEGACPK	040-025-160	165	51,8	3500	2,5

Tabela 23 - Modelos e características bombas necessárias em todo o site da BioFAMES[®].

(conclusão)

Tag	TIPO	Modelo Escolhido	Rotor (mm)	Head (m)	Motor (rpm)	MOTOR WEG (cv)
P-210	MEGACPK	065-040-315	300	45	1750	7,5
P-241	MEGACPK	065-040-315	300	52	1750	7,5
P-260	MEGACHEM	080-400	366	66	1750	30,0
P-261	MEGACHEM	080-400	366	62	1750	35,0
P-396	MEGACPK	050-032-200.1	168	54	3500	4,0
P-361	MEGACPK	050-032-200.1	168	54	3500	4,0
P-362	MEGACPK	050-032-200.1	168	54	3500	4,0
P-502	MEGACPK	050-032-200.1	204	84	3500	6,0
P-551	MEGACPK	050-032-200.1	180	60	3500	4,0
P-552	MEGACPK	050-032-200.1	180	60	3500	4,0
P-560	MEGACPK	050-032-200.1	180	60	3500	4,0
P-561	MEGACPK	050-032-200.1	180	60	3500	5,0
P-820	MEGACPK	080-050-250	220	92	3500	25,0

Fonte: Autores (2021).

4.4.5 Dimensões dos vasos de processo

A tabela 24 apresenta as dimensões dos principais vasos e colunas do processo da BioFAMES[®]. Os cálculos e dados para o dimensionamento dos vasos do processo encontram-se no Apêndice C - Memorial de Cálculo.

Tabela 24 - Dimensões dos principais vasos e colunas da BioFAMES[®].

VASO	Volume (m ³)	Tempo de Residência (h)	Altura/Comprimento (m)	Diâmetro (m)
V-101	33	1	5	3
R-110	46,4	1	9,5	2,5
R-120	46,4	1	9,5	2,5
V-140	110		10	3,6
V-240	40		7,7	2,5
R-210	15	0,33	5,56	1,85
V-160	15,53	-	4,1	2,19
V-260	14,09	0,35	4 m Coluna + 2,5 m Bojo	0,762 m Coluna + 2,5 m Bojo
V-360	12,5		3,8	2,05
V-361	4,47	0,92	4 m Coluna + 1,5 m Bojo	0,762 m Coluna + 1,5 m Bojo
V-550	-	-	11,7	0,8128

Fonte: Autores (2021).

4.4.6 Tancagem

A NBR 7821 de abril de 1983 especifica o projeto e dimensionamento necessário para construção de tanques soldados para armazenamento de petróleo, derivados e/ou líquidos inflamáveis. Deste modo, a BioFAMES[®], desenvolveu o projeto de seus tanques com as informações contidas no anexo B desta norma, no qual estão explícitos dados e dimensões padrões de tanques projetados e em acordo com a norma.

4.4.6.1 Armazenagem de líquidos

Os tanques de armazenamento da BioFAMES[®], serão de teto fixo, construídos com anéis soldados de 2400 mm de largura, com espessuras e costados típicos calculados

a partir do volume de cada tanque, conforme determina a norma e baseados na espessura máximas permissíveis de 38 mm para estas chapas. A montagem de instrumentos e acessórios de cada tanque seguirá o padrão especificado na NBR7821.

A área de tancagem, onde os tanques deverão estar contidos devem seguir as especificações da norma NBR 17505/2013, a qual especifica a Armazenagem de líquidos inflamáveis e combustíveis, e é subdivida em 7 partes: disposições gerais; armazenamento em tanques, em vasos e em recipientes portáteis com capacidade superior a 3.000 L; sistemas de tubulações; armazenamento em recipientes e em tanques portáteis; operações; requisitos para instalações e equipamentos elétricos; e proteção contra incêndio para parques de armazenamento com tanques estacionários.

A subdivisão desta norma que se aplica a área de tancagem da BioFAMEs[®] é a parte 1 - Armazenagem em tanques estacionários – a qual define, segundo a classificação de líquido inflamável ou líquido combustível, as especificações necessárias para seus armazenamentos, bem como as partes 5, 6 e 7, determinando as medidas de operação, instalação e segurança desta área.

Segundo esta NBR, um líquido inflamável é aquele que possui ponto de fulgor inferior a 37,8°C e pressão de vapor inferior ou igual a 275,6 kPa, classificados com classe I e subdivididos em classes como: IA; IB; IC. Já um líquido combustível é aquele que possui ponto de fulgor igual ou superior a 37,8°C, classificados como classe II e III e subdividido em classes como: II; IIIA; IIIB.

Estas subclasses são dependentes do valor apresentado para o ponto de fulgor e ponto de ebulição do líquido. Deste modo, a classificação dos líquidos combustíveis ou inflamáveis armazenados pela BioFAMEs[®] são classificados como:

- a) BIODIESEL: Líquido combustível, classe IIIB.
- b) METANOL: Líquido inflamável, classe IB.
- c) ÓLEO DE SOJA: Líquido combustível, classe IIIB.
- d) GORDURA ANIMAL: Líquido combustível, classe IIIB.

A NBR 17505-1/2013 ainda especifica que a área que abrange os tanques deve conter uma bacia de contenção, a fim de armazenar e controlar qualquer vazamento possível. Assim o projeto e alocação da área de tancagem deve seguir e estar de acordo com as especificações necessárias para as bacias de contenção.

Segundo a norma, a bacia de contenção deve ser adjacente no mínimo a duas vias diferentes. Estas vias devem ser pavimentadas ou estabilizadas e ter largura compatível

para a passagem simultânea de dois veículos de combate a incêndio ou 5,0 m. Em instalações com capacidade até 1 000 m³ é permitido a existência de apenas uma via para a passagem de um veículo de combate a incêndio ou 3,0 m. Como também não são permitidos, em uma mesma bacia de contenção, tanques que contenham produtos aquecidos, produtos sujeitos à ebulição (caso haja uma despressurização), turbilhonar ou óleos combustíveis e tanques que contenham produtos das classes I, II e IIIA.

As bacias de contenção da BioFAMES[®] foram dimensionadas para atender as especificações da NBR 17505-1, logo possuem capacidade volumétrica de no mínimo igual ao volume do maior tanque mais o volume de deslocamento da base de todos os tanques presentes na bacia, suas bases e diques intermediários. Além disso, as bacias devem possuir um declive no piso de no mínimo 1% na direção do ponto de coleta e respeitar as distâncias mínimas para áreas de construções internas ou ruas privadas. A tabela 25 apresenta o volume e dimensões dos tanques de armazenamento. A relação das bacias de contenção e suas capacidades são apresentadas nas tabelas 26, 27.

Tabela 25 - Volume dos tanques de armazenamento.

(continua)					
Tanques	Capacidade	Diâmetro (m)	Altura (m)	Volume calculado (m ³)	Vazio
TQ-BD-01	2500 m ³	15	14,4	2544,67	1,76%
TQ-BD-02	2500 m ³	15	14,4	2544,67	1,76%
TQ-BD-03	2500 m ³	15	14,4	2544,67	1,76%
TQ-BD-04	2500 m ³	15	14,4	2544,67	1,76%
TQ-GL-01	500 m ³	7	14,4	554,18	9,78%
TQ-GL-02	500 m ³	7	14,4	554,18	9,78%
TQ-OB-01	1000 m ³	10	14,4	1130,97	11,58%
TQ-OB-02	1000 m ³	10	14,4	1130,97	11,58%
TQ-ON-01	2500 m ³	15	14,4	2544,69	1,76%
TQ-ON-02	2500 m ³	15	14,4	2544,69	1,76%
TQ-SB-01	2500 m ³	15	14,4	2544,69	1,76%
TQ-SB-02	2500 m ³	15	14,4	2544,69	1,76%
TQ-ME-01	300 m ³	5	16,8	329,87	9,05%
TQ-ME-02	300 m ³	5	16,8	329,87	9,05%
TQ-ME-03	300 m ³	5	16,8	329,87	9,05%

Tabela 25 – Volume dos tanques de armazenamento

Tanques	Capacidade	Diâmetro (m)	Altura (m)	(conclusão)	
				Volume calculado (m ³)	Vazio
TQ-ME-04	300 m ³	5	16,8	329,87	9,05%
TQ-AC-01	25 m ³	2,5	5,5	26,99	7,40%
TQ-OC-01	280 ton	3,5	8	87,18	3,84%
TQ-OC-02	280 ton	3,5	8	87,18	3,84%
TQ-OC-03	280 ton	3,5	8	87,18	3,84%
TQ-OC-04	280 ton	3,5	8	87,18	3,84%

Fonte: Autores (2021).

Tabela 26 - Dimensões das bases dos tanques de armazenamento.

Tanques	Diâmetro da base (m)	Altura da base(m)	Volume da base (m ³)
TQ-ME-01	5,50	0,20	4,75
TQ-ME-02	5,50	0,20	4,75
TQ-ME-03	5,50	0,20	4,75
TQ-ME-04	5,50	0,20	4,75
TQ-BD-01	15,50	0,20	37,74
TQ-BD-02	15,50	0,20	37,74
TQ-BD-03	15,50	0,20	37,74
TQ-BD-04	15,50	0,20	37,74
TQ-AC-01	3,00	0,20	1,41
TQ-SB-01	15,50	0,20	37,74
- TQ-SB-02	15,50	0,20	37,74
TQ-ON-01	15,50	0,20	37,74
TQ-ON-02	15,50	0,20	37,74
TQ-OB-01	10,50	0,20	17,32
TQ-OB-02	10,50	0,20	17,32
TQ-GL-01	7,50	0,20	8,84
TQ-GL-02	7,50	0,20	8,84

Fonte: Autores (2021).

Tabela 27 - Dimensões das bacias de contenção.

Bacia de contenção	Altura (m)	Largura (m)	Comprimento (m)	Volume da bacia de contenção, sem os tanques (m ³)
Contenção de Metanol	1,00	20,00	20,00	400,00
Contenção de Biodiesel	1,00	50,00	70,00	3.500,00
Contenção de Ácidos	1,00	6,00	7,00	42,00
Contenção de Óleos, gorduras e glicerina	1,00	50,00	73,00	3.650,00

Fonte: Autores (2021).

Tabela 28 - Volumes utilizados e em excesso das bacias de contenção.

Bacia de contenção	Contenção Metanol	Contenção Biodiesel	Contenção Ácidos	Contenção Óleos, gorduras e glicerina
Volume do maior tanque	329,87	2500,00	27,00	2544,69
Volume de deslocamento da base do maior tanque	4,75	37,74	1,41	37,74
Volume de deslocamento demais tanques	47,12	424,12	0,00	611,35
Volume de deslocamento da base dos demais tanques	14,25	113,22	0,00	165,52
Volume necessário da bacia (m ³)	396,00	3075,07	28,41	3359,30
Dif. entre Volume da Bacia e Volume Necessário (m ³)	4,00	424,93	13,59	290,70

Fonte: Autores (2021).

4.4.7 Trocadores de Calor

O dimensionamento dos trocadores de calor da planta de transesterificação da BioFAMES® foi realizado em duas etapas, uma primeira teórica e outra de dimensionamento via simulador de processos visando um melhor detalhamento construtivo dos trocadores. Determinou-se que todos os trocadores de calor da BioFAMES® serão do tipo casco e tubos de único passe no casco. A Tabela 29 expõem

os resultados obtidos pela simulação dos trocadores de processo e seus detalhes construtivos. No Apêndice C - Memorial de Cálculo apresenta-se o passo a passo realizado para o dimensionamento de todos os trocadores da unidade industrial.

Tabela 29 - Dimensionamento via simulador de processos dos trocadores de calores de calor da BioFAMES®.

(continua)

TAG	U estimado com <i>Fouling</i> (kcal/h.m ² .°C)	Área Necessária m ²	Diâmetro casco / compr. tubos	Passes casco/tubos	Nº Tubos	Diâm. Tubos	Área Projetada m ²	U Dimensionado (kcal/h.m ² .°C)	Excesso de Área
E-150	636,20	8,45	10 POL / 3 M	1/1	73	3/4"	12,91	416,20	53%
E-151	573,00	1,55	6 POL / 3 M	1/1	23	3/4"	3,56	249,00	130%
E-250	148,00	129,64	23 POL / 6 M	1/1	479	3/4"	169,64	113,10	31%
E-251	111,00	5,59	8 POL / 3 M	1/1	46	3/4"	8,04	77,10	44%
E-550	271,70	0,29	6 POL / 3 M	1/1	12	3/4"	1,11	50,70	283%
E-551	446,70	0,58	6 POL / 3 M	1/1	10	3/4"	1,11	15,60	91%
E-152	35,70	158,39	25 POL / 6 M	1/1	556	3/4"	199,11	28,40	26%
E-252	58,40	422,70	33 POL / 10 M	1/1	984	3/4"	557,23	44,30	32%
E-254	164,00	202,94	29 POL / 6 M	1/1	749	3/4"	259,18	128,40	28%
E-352	549,90	107,00	35 POL / 10 M	1/1	1140	3/4"	138,12	426,00	29%
E-354	210,40	20,32	14 POL / 4M	1/1	118	3/4"	27,36	156,20	35%
E-552	402,30	9,87	10 POL / 3 M	1/1	79	3/4"	14,00	283,40	42%
E-153	784,10	70,95	22 POL / 3,5 M	1/1	427	3/4"	87,81	633,50	24%

Tabela 29 - Dimensionamento via simulador de processos dos trocadores de calores de calor da BioFAMES®.

									(conclusão)
TAG	U estimado com <i>Fouling</i> (kcal/h.m ² .°C)	Área Necessária m ²	Diâmetro casco / compr. tubos	Passes casco/tubos	Nº Tubos	Diâm. Tubos	Área Projetada m ²	U Dimensionado (kcal/h.m ² .°C)	Excesso de Área
E-253	676,10	4,36	8 POL / 3 M	1/1	47	3/4"	8,37	352,00	92%
E-353	777,90	37,15	16 POL / 4 M	1/1	219	3/4"	51,62	559,90	39%
E-355	622,44	2,15	6 POL / 3 M	1/1	23	3/4"	3,98	335,35	86%
E-553	94,30	0,11	6 POL / 3 M	1/1	10	3/4"	1,11	9,00	948%
E-350	302,41	1,07	6 POL / 3 M	1/1	18	3/4"	3,18	101,56	198%
E-351	128,33	56,94	16 POL / 6 M	1/1	200	3/4"	70,50	103,65	24%

Fonte: Autores (2021).

5 ANÁLISE FINANCEIRA

Esta seção do projeto tem como objetivo apresentar uma análise econômica para a implementação de uma indústria de biodiesel a partir de óleo de soja e gordura animal, com catálise heterogênea usando óxido de cálcio. O principal fator para determinar a viabilidade econômica de um projeto é determinar o custo de capital ou custo de investimento, e pode ser aplicado em qualquer etapa dele a fim de encontrar os valores mais adequados.

Para determinar o custo de implementação existem diversas técnicas, sendo que as duas mais utilizadas são a *grassroots* e a de *battery limits*. A primeira consiste na estimativa do custo desde o preparo do terreno até a implementação e instalação de equipamentos de maneira única. Já a estimativa por *battery limits* (Figura 23) tem como método a separação do custo de implementação em áreas: a *inside battery limits* (ISBL) que compreende toda a área onde o processo ocorre e a *outside battery limits* (OSBL), que inclui os demais custos. A soma destes dois custos se dá o nome de custos diretos de capital (DCC). Para a análise em questão optou-se pelo uso da segunda técnica, visto que ela propicia uma análise mais organizada.

Figura 23 - Esquema da metodologia de estimativas de custos.



Fonte: Tovar (2018).

Vale-se ressaltar que para a análise econômica em questão foi adotado um valor de dólar igual à média do ano de 2020, com valor equivalente a R\$ 5,159.

5.1 CUSTO PARA IMPLANTAÇÃO DO PROCESSO INDUSTRIAL (ISBL)

A fim de estimar o custo de capital envolvido na implementação de uma indústria de biodiesel foram desenvolvidos diversos métodos como a regra de potências, estimativas termodinâmicas ou estimações fatoriais. Muitos destes métodos se baseiam em dados históricos para obter maior exatidão.

Para estimação do custo de implementação optou-se por uma das metodologias abordadas por Tsagkari *et al.* (2016) em seu trabalho de análise econômica de biorrefinarias. A metodologia em questão é a elaborada por Petley (1997), que além de ter estudado diversos processos e plantas de biodiesel a fim de correlacionar o custo de implementação com as condições de operação e a capacidade de operação, também apresenta um erro conhecido de 14% de superestimação do valor que, segundo os critérios da Associação para o Desenvolvimento da Engenharia de Custos (AACE) e do Instituto Nacional de Instituto Nacional Americano de Padrões (ANSI), se mostra satisfatório para análises econômicas (Tsagkari *et al.*, 2016), como neste trabalho. A equação que Petley elaborou pode ser escrita da seguinte maneira:

$$ISBL = 55882 * Q^{0.44} * N^{0.486} * T_{m\acute{a}x}^{-0.038} * P_{m\acute{a}x}^{-0.02} * F_m^{0.341} \quad (1)$$

Nos quais, ISBL = custo de implementação das unidades do processo (US\$); Q = produção em kg/h; N = número de áreas que são pontos críticos da produção; $T_{m\acute{a}x}$ = temperatura máxima de operação da unidade (°C); $P_{m\acute{a}x}$ = pressão máxima de operação da unidade; F_m =parâmetro que correlaciona o custo dos materiais com o custo do aço carbono.

Para a unidade proposta com produção por ano de aproximadamente 250.000 toneladas de biodiesel, quatro áreas críticas de produção, temperatura máxima de operação de 120 °C, pressão máxima de operação 1 atm e parâmetro de correlação 2.4 (Towler e Sinnott, 2013), parâmetro referente a equipamentos de aço inoxidável, obteve-se um valor para ISBL de US\$ 36.764.064,51, equivalente a R\$ 189.665.808,80.

5.2 CUSTO PARA IMPLANTAÇÃO DAS INSTALAÇÕES FABRIS (OSBL)

Assim como mostrado anteriormente, o OSBL representa os custos envolvidos com as instalações fora do processo industrial como construção das instalações. Para isso estima-se um valor de OSBL igual a uma porcentagem do valor de ISBL numa faixa de 24 a 50%. Segundo o método utilizado o valor ideal é de 41%, a fim de obter o resultado dentro da faixa de confiabilidade. Assim, estima-se um valor para o OSBL de US\$ 15.073.266,45, equivalente a R\$ 77.762.981,62.

5.3 CUSTO DIRETO DE CAPITAL (DCC)

Com os valores de ISBL e OSBL foi determinado o valor do DCC igual a US\$ 51.837.331,00, equivalente a R\$ 267.428.790,50, que representa o investimento de capital em infraestrutura estimado para a unidade.

5.4 CUSTO INDIRETO DE CAPITAL

Da mesma maneira que o DCC representa o investimento necessário para implementar o processo, o custo indireto de capital (ICC) representa o valor previsto para taxas de administração, licenciamentos e outras taxas. De acordo com Towler e Sinnott (2013), este valor é de 25% do DCC, que equivale a US\$ 13.326.973,39 ou R\$ 68.753.855,70.

5.5 CUSTOS FIXOS

Similar aos conceitos apresentados anteriormente os custos variáveis compreendem todos os gastos associados a mão-de-obra, impostos sobre o terreno e manutenção intrínsecos do processo, assim adotou-se uma taxa 32% do ISBL, totalizando um valor de US\$ 14.099.136,86 ou R\$ 72.737.446,68.

5.6 CUSTOS VARIÁVEIS

Similar aos conceitos apresentados anteriormente os custos variáveis compreendem todos os gastos associados à produção, sendo custos associados matéria-prima, à transporte e utilidades.

5.6.1 Custo com matéria-prima

Na determinação dos custos estimados com matérias-primas considera-se a quantidade anual a ser utilizada e o valor de cotação do produto, obtido a partir das médias dos valores na plataforma de comércio exterior do governo federal (COMEX STAT). O custo total com as matérias-primas é de US\$ 143.689.496,25, equivalente a R\$ 741.294.111,15. Os custos detalhados estão descritos na Tabela 30.

Tabela 30 – Custo com matéria-prima.

Matéria-prima	Quantidade anual (kton)	Custo por quantidade (US\$/kton)	Custo Total (US\$)	Custo Total (R\$)
Óleo vegetal	124,11	286.177,74	71.034.775,51	366.468.406,90
Gordura	124,11	253.780,26	62.993.102,81	324.981.417,40
Metanol	27,04	252.478,48	6.827.018,10	35.220.586,38
Catalisador (CaO)	32,14	88.195,39	2.834.599,83	14.623.700,52
Total			143.689.496,25	741.294.111,15

Fonte: Autores (2021).

5.6.2 Custo de transporte

Assim como o custo da matéria-prima, o custo associado ao transporte é parte indispensável do processo, visto que é necessário levar a produção aos clientes. Para o transbordo do produto optou-se pelo sistema ferroviário, de tal maneira que se levantou o preço de acordo com a América Latina Logística, uma empresa de logística que atende a região sul do Brasil. O custo total com o total anual com transporte será de U\$ 1.557.833,31, equivalente a R\$ 8.036.862,00. Os custos detalhados estão descritos na Tabela 31.

Tabela 31 – Custo de transporte.

Descrição dos custos do modal ferroviário	Valor/ton (US\$)
Frete rodoviário (armazenador até ferrovia)	2,91
Transbordo de carga	0,43
Transbordo / frete rodoviário (ferrovia até indústria)	2,91
Total	6,25

Fonte: Autores (2021).

5.6.3 Custo de utilidades

Para determinar o capital gasto em utilidades usou-se de estudos e estimativas realizadas previamente como os de Mohammad Shirazi *et al.* (2014), que determinou o consumo de

energia elétrica da produção de biodiesel e dados da Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos (EPA) (2016) para o consumo de água, e Silva (2016) para o consumo de cavaco. O custo total com as utilidades será de US\$ 1.649.810,73, equivalente a R\$ 8.562.517,69 os custos detalhados estão descritos na Tabela 32.

Tabela 32 – Custo com utilidades.

Utilidade	Custo (US\$/ton de biodiesel)	Fonte	Custo Total (US\$)	Custo Total (R\$)
Consumo elétrico (kWh)	0,43	Mohammadshirazi <i>et al.</i> (2014)	107.323,48	557.008,88
Consumo de água (m ³ /m ³ de água)	0,24	EPA (2006)	703.813,51	3.652.792,12
Consumo de cavaco (ton/ano)	10,66	SILVA (2016)	945.566,73	4.907.49,33
	Total		1.649.810,73	8.562.517,69

Fonte: Autores (2021).

5.7 FINANCIAMENTO

O investimento total necessário para a abertura da BioFAMES[®] é de R\$ 534.451.087,62, como demonstrado na Tabela 33. Este investimento será parcialmente financiado (R\$ 450.000.000,00) pelo Banco Nacional de Desenvolvimento Econômico e Social (BNDES), o que equivale a cerca de 84,2% do investimento inicial.

Tabela 33 - Capital investido.

(continua)		
Utilidade	Relação	Valor (R\$)
ISBL	Petley	189.665.808,80
OSBL	0,41*ISBL	77.762.981,62
DCC	ISBL+OSBL	267.428.790,50
ICC	0,25*DCC	68.753.855,70

Tabela 33 – Capital investido.

(conclusão)		
Utilidade	Relação	Valor (R\$)
Investimento Fixo (IF)	DCC+ICC	413.132.571,00
Investimento de giro (IG)	0,15*IF	80.005.259,3
Investimento de partida (IP)	0,10*IF	41.313.257,1
Total		534.451.087,62

Fonte: Autores(2021).

Os demais R\$ 84.451.087,60 serão de capital próprio de investidores visto que englobam parcela destinada a capital de giro. A taxa de juros do financiamento corresponde a 10,85% a.a. (BNDES, 2020), o financiamento terá duração de dez anos e não terá um período de carência. Por fim, o sistema de amortização escolhido foi o constante (SAC). A Tabela 34 apresenta as informações do financiamento ao longo dos dez anos.

Tabela 34 – Comportamento do financiamento ao longo dos dez anos.

Nº Parcela	Taxa de Juros	Valor da parcela (R\$)	Juros (R\$)	Amortização (R\$)	Saldo Devedor (R\$)
0	0	-	-	-	450.000.000,00
1	10,85	93.825.000,00	48.825.000,00	45.000.000,00	405.000.000,00
2	10,85	88.942.500,00	43.942.500,00	45.000.000,00	360.000.000,00
3	10,85	84.060.000,00	39.060.000,00	45.000.000,00	315.000.000,00
4	10,85	79.177.500,00	34.177.500,00	45.000.000,00	270.000.000,00
5	10,85	74.295.000,00	29.295.000,00	45.000.000,00	225.000.000,00
6	10,85	69.412.500,00	24.412.500,00	45.000.000,00	180.000.000,00
7	10,85	64.530.000,00	19.530.000,00	45.000.000,00	135.000.000,00
8	10,85	59.647.500,00	14.647.500,00	45.000.000,00	90.000.000,00
9	10,85	54.765.000,00	9.765.000,00	45.000.000,00	45.000.000,00
10	10,85	49.882.500,00	4.882.500,00	45.000.000,00	-
Total		718.537.500,00	268.537.500,00	450.000.000,00	

Fonte: Autores (2021).

5.8 FLUXO DE CAIXA

A receita bruta da empresa é calculada com valor de venda do biodiesel e da glicerina produzidas, sendo determinadas através do balanço de massa, disposto no Apêndice C, como corrente líquida de saída dos *strippers* de biodiesel e glicerina. Dessa forma, a receita bruta será de R\$ 957.508.998,02 por ano, conforme a Tabela 35.

Tabela 35 - Receita bruta.

Produto	Quantidade anual (kton)	Valor do produto (R\$/kg)	Valor Total (R\$)
Biodiesel	251,72	3,51	882.622.798,00
Glicerina	32,14	2,33	74.886.200,00
		Total	957.508.998,02

Fonte: Autores (2021).

Para determinar a receita líquida anual (tabela 36) da BioFAMEs levou-se em consideração o custo de produção; o financiamento segundo os valores obtidos no BNDES; os impostos sobre o lucro bruto, como impostos sobre circulação de mercadorias e serviços (ICMS, 12% a.a.); programação de integração social (PIS, 0,65% a.a.) e contribuição para financiamento da seguridade social (CONFINS, 3% a.a.); contribuição social sobre o lucro líquido (CSLL) (9% a.a.) e imposto de renda de pessoa jurídica (equivalente a 10% a.a. da soma do CSLL) (PERLINGEIRO, 2005).

Tabela 36 - Lucro líquido.

Ano	Receita Bruta (R\$)	Custo de Produção(R\$)	ICMS+PIS+CONFINS (R\$)	Financiamento(R\$)	CSLL+IRPJ(R\$)	Lucro Líquido(R\$)
0	-	-	-	93.825.000,00	181.926.709,62	- 298.723.807,31
1	957.508.998,02	830.630.937,52	149.850.158,19	88.942.500,00	92.984.209,62	- 204.898.807,31
2	957.508.998,02	830.630.937,52	149.850.158,19	84.060.000,00	8.924.209,62	- 115.956.307,31
3	957.508.998,02	830.630.937,52	149.850.158,19	79.177.500,00	70.253.290,38	- 31.896.307,31
4	957.508.998,02	830.630.937,52	149.850.158,19	74.295.000,00	144.548.290,38	47.281.192,69
5	957.508.998,02	830.630.937,52	149.850.158,19	69.412.500,00	213.960.790,38	121.576.192,69
6	957.508.998,02	830.630.937,52	149.850.158,19	64.530.000,00	278.490.790,38	190.988.692,69
7	957.508.998,02	830.630.937,52	149.850.158,19	59.647.500,00	338.138.290,38	255.518.692,69
8	957.508.998,02	830.630.937,52	149.850.158,19	54.765.000,00	392.903.290,38	315.166.192,69
9	957.508.998,02	830.630.937,52	149.850.158,19	49.882.500,00	442.785.790,38	369.931.192,69
10	957.508.998,02	830.630.937,52	149.850.158,19	93.825.000,00	181.926.709,62	298.723.807,31

Fonte: Autores (2021).

5.9 TAXA MÍNIMA DE ATRATIVIDADE E VALOR PRESENTE LÍQUIDO

A Taxa Mínima de Atratividade (TMA) é um índice de juros que reflete o retorno financeiro mínimo esperado de um investimento. Nesse caso, a TMA utilizada será a taxa SELIC, visto que esta é a taxa básica de juros do Brasil e é o rendimento sem abatimento de imposto de renda para aplicações no tesouro direto do tipo tesouro SELIC, que equivale a 2,18% em 2020 (Melhor Câmbio, 2020). De acordo CAMARGO (2017), o Valor Presente Líquido (VPL) consiste em trazer para a data zero o valor dos fluxos de caixa do projeto e somá-los ao valor do investimento inicial, usando como taxa de desconto a Taxa Mínima de Atratividade (TMA). Para fins de cálculo considerou-se o valor do financiamento (Tabela 34), o custo total de produção que compreende a soma dos custos citados anteriormente nas Tabelas 30, 31, 32, bem como dos custos fixos (tabela 33). A receita anual obtida é decorrente da venda de biodiesel e de glicerina (Tabela 35).

O VPL, apresentado na Tabela 39, atingiu R\$891.849.226,19, o que indica que o projeto é viável economicamente. Também se obteve uma taxa interna de retorno (TIR) de 35% que é maior que a TMA adotada, mostrando que o investimento é muito atrativo.

Tabela 39 - Valor presente líquido.

Ano	Financiamento (R\$)	Custo Total (R\$)	Receita (R\$)	Lucro (R\$)	Acumulado (R\$)	VPL (R\$)
1	93.825.000,00	830.630.937,52	957.508.998,02	33.053.060,50	33.053.060,50	33.773.617,21
2	88.942.500,00	830.630.937,52	957.508.998,02	37.935.560,50	70.988.621,00	84.312.130,36
3	84.060.000,00	830.630.937,52	957.508.998,02	42.818.060,50	113.806.681,50	147.573.544,19
4	79.177.500,00	830.630.937,52	957.508.998,02	47.700.560,50	161.507.242,00	222.110.575,23
5	74.295.000,00	830.630.937,52	957.508.998,02	52.583.060,50	214.090.302,50	307.342.738,30
6	69.412.500,00	830.630.937,52	957.508.998,02	57.465.560,50	271.555.863,00	403.063.136,65
7	64.530.000,00	830.630.937,52	957.508.998,02	62.348.060,50	333.903.923,50	509.253.829,16
8	59.647.500,00	830.630.937,52	957.508.998,02	67.230.560,50	401.134.484,00	626.003.996,55
9	54.765.000,00	830.630.937,52	957.508.998,02	72.113.060,50	473.247.544,51	753.469.189,51
10	49.882.500,00	830.630.937,52	957.508.998,02	76.995.560,50	550.243.105,01	891.849.226,19

Fonte: Autores.

6 CONCLUSÃO

Conclui-se, analisando o projeto elaborado, que existe viabilidade técnica para a produção de biodiesel na especificação necessária para atender aos critérios da portaria N° 45 da ANP a partir de catálise heterogênea, no caso estudado sendo o óxido de cálcio como catalisador, permitindo atingir uma conversão necessária para atender o teor mínimo de ésteres e a purificação do biodiesel com ácido cítrico reduzindo a concentração de óxido de cálcio a menos de 5 ppm. A partir do uso deste catalisador foi possível agregar matérias primas de menor valor agregado que o óleo de soja, sendo que 50% da mistura de óleos é composta por gordura animal refinada.

A produção diária de biodiesel para a planta foi projetada para 800 m³ de biodiesel, representando 5% da produção nacional, com a coprodução de 71 toneladas de glicerina bruta por dia, sendo seus valores de venda para biodiesel e glicerina projetados em R\$ 3,51 e 2,33 /kg, respectivamente. A análise econômica também apontou a viabilidade econômica para o projeto com valor presente líquido de R\$ 891,849,226.19 e *payback* de 5 anos.

Como melhoria operacional elenca-se uma possível redução de custos com utilidades, operando-se os sistemas de purificação tanto de biodiesel, quanto de glicerina, a uma pressão de vácuo mais elevado, resultando em temperaturas maiores nos condensadores de topo dos sistemas. Desta forma, os condensadores proporcionarão um delta de temperatura mais adequado para utilização de mais água fria, advinda da torre de resfriamento, ao invés de água gelada, advinda de chiller. Fato que é justificado, uma vez que os custos com água gelada são 10% superiores ao custo de água fria (TURTON, 1998).

Por fim, conclui-se que o projeto desenvolvido e sua rota tecnológica permitem a transformação de óleos e gorduras em um combustível renovável com demanda em expansão e a geração de riqueza devido a viabilidade econômica.

7 REFERÊNCIAS

AHMIA, A.C.; DANANE, F.; BESSAH, R.; BOUMESBAH, I. **Raw material for biodiesel production. Valorization of used edible oil.** Revue des Energies Renouvelables Vol. 17 N°2 (2014) 335 – 343 335. Disponível em: <https://www.cder.dz/download/Art17-2_14.pdf>. Acesso em: 10 de Dezembro de 2019.

ABIOVE. Associação Brasileira das Indústrias de Óleos Vegetais. Disponível <https://abiove.org.br/> Acesso em: 10 de Outubro de 2020.

ANP - AGÊNCIA NACIONAL DO PETRÓLEO, Disponível:[Agencia Nacional do Petróleo, Gás Natural e Biocombustíveis.](https://www.gov.br/anp/pt-br) <https://www.gov.br/anp/pt-br> Acesso em 12 de Dezembro de 2020.

ASTM. Standard Specification for Pipe, Steel, Black and Hot-Dipped, Zinc-Coated, Welded and Seamless. **ASTM A-53**. Philadelphia, PA: American Society for Testing Materials.

ATLAS SOCIOECONÔMIO DO RS. 2021. Disponível em: <<https://atlassocioeconomico.rs.gov.br/>>.

BENETI, S. C.; LANZA, M.; MAZUTTI, M. A.; KUNITA, M. H.; CARDOZO-FILHO, L.; OLIVEIRA, J. V. **Experimental (liquid+liquid) equilibrium data for ternary and quaternary mixtures of fatty acid methyl and ethyl esters (FAME/FAEE) from soybean oil.** Journal of Chemical Thermodynamics. 2014

BIOBLOG. **As 4 gerações de biocombustíveis.** 2016. Disponível em: <<http://www.bioblog.com.br/as-4-geracoes-de-biocombustiveis/#targetText=Os%20biocombust%20C3%ADveis%20de%20quarta%20gera%C3%A7%C3%A3o,seus%20troncos%2C%20galhos%20e%20folhas.&targetText=Al%C3%A9m%20de%20serem%20combust%20C3%ADveis%20e,retiram%20g%C3%A1s%20carb%C3%B4nico%20da%20atmosfera.>>. Acesso em: 10 de Dezembro de 2019.

BIODIESELBR. **Matéria-Prima para Biodiesel.** 2014. Disponível em: <<https://www.biodieselbr.com/plantas/oleaginosas/index>> Acesso em: 10 de Dezembro de 2019.

BIODIESELBR. **Usinas no Brasil.** Disponível em: <https://www.biodieselbr.com/usinas_brasil> Acesso em: 05 de Janeiro de 2021

BOONYAWAN, Y.; PARNCHEEWA, U.; BUPPA, P.; PITAKJAKPIPOP-KRASAE, P. **Modification of calcite by hydration–dehydration method for heterogeneous biodiesel production process: The effects of water on properties and activity.** (2010). Chemical Engineering Journal. 162. 135-141. 10.1016/j.cej.2010.05.013.

BORGES, M. E.; DÍAZ, L. **Recent developments on heterogeneous catalysts for biodiesel production by oil esterification and transesterification reactions: A review.** Renewable and Sustainable Energy Reviews. Ed 16. 2012.

COMEX STATS. Disponível em: <<http://comexstat.mdic.gov.br/pt/geral>> Acesso em 12 de Dezembro 2020

CORONADO, C.J.R. **Análise termoeconômica da produção de biodiesel: aspectos técnicos, econômicos e ecológicos.** 2010. Tese (doutorado) – Universidade Estadual Paulista, Faculdade de Engenharia de Guaratinguetá, SP, 2010.

EMATER-RS. **Informativo Conjuntural. nº 1543.** Gerência de Planejamento. Núcleo de Informações e Análises. 28 fev. 2019. Porto Alegre. RS.

ESIPOVICH, A.L.; ANTON, B.; ROGOZHINA, E.; BELOUSOVA, A.S.; KANAKOVA, E.A.; OTOPKOVAA, K.V.; DANOVA, S.M. **Liquid–liquid equilibrium in the systems FAMEs + vegetable oil + methyl alcohol and FAMEs + glycerol + methyl alcohol.** 2018. Fuel.

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

FUKUDA, H.; AKIHIKO K.; HIDEO, N. **Biodiesel Fuel Production by Transesterification of Oils.** (2001). *Journal of Bioscience and Bioengineering*. 92. 405-416. 10.1016/S1389-1723(01)80288-7.

HAGGLUND, T.; ASTROM, K.J. **Advanced PID Control**, 2006. ISA Instrumentation, Systems and Automation Society.

HAMA, S.; TAMALAMPUDI, S.; YOSHIDA, A.; TAMADANI, N.; KURATANI, N.; NODA, H. **Process engineering and optimization of glycerol separation in a packed-bed reactor for enzymatic biodiesel production.** 2011. *Bioresource Technol.* vol. 102. pp. 10419-10424. 2011.

HUAPING Z., ZONGBIN W., YUANXIONG C., PING Z., SHIJIE D., XIAOHUA L., ZONGQIANG M. **Preparation of Biodiesel Catalyzed by Solid Super Base of Calcium Oxide and Its Refining Process.** 2006. *Chinese Journal of Catalysis*.

ISLAM, A., MASOUMI, H. R. F., TEO, S. H., ABDOLLAHI, Y., JANAUN, J., & TAUFIQ-YAP, Y. H. **Glycerolysis of palm fatty acid distillate for biodiesel feedstock under different reactor conditions.** (2016). *Fuel*, 174, 133–139. <https://doi.org/10.1016/j.fuel.2016.01.088>

JACKMAN, J.P. **Production of biodiesel and glycerin from high free fatty acid feedstocks.** 2007. US20070277430A1.

JANSRI S. **Preparation of Vegetable Oil as Biodiesel Feedstock Via Re- Esterification: A Suitable Catalyst.** *Energy Procedia*, 2015

JEGANNATHAN, K.; ABANG, S. **Production of Biodiesel Using Immobilized Lipase: A critical Review.** *Critical Reviews in Biotechnology*. 2008. V.28, n.4. Disponível em: <<https://www.tandfonline.com/doi/full/10.1080/07388550802428>> Acesso em 20/09/2019

KNOTHE, G. et al. **Manual de Biodiesel.** Blucher. 2006. Ed 01. São Paulo.

KOUZU, M.; HIDAKA, J. S. **Transesterification of vegetable oil into biodiesel catalyzed by CaO: A review.** Fuel, Vol. 93, pp. 1–12..2012.

LIKOZAR, B.; LEVEC, J. **Effect of process conditions on equilibrium, reaction kinetics and mass transfer for triglycerides transesterification to biodiesel: Experimental and modelling based on fatty acid composition.** 2014. Fuel Processing Technology. 1–38.

MACINTYRE, A. J. **Instalações Hidráulicas - Prediais e Industriais.** 4. ed. Rio de Janeiro: LTC, 2012.

Marylee Z. Southard; Don W. Green. PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK. 2019.

MAZUTTI, M. A.; FERNANDO, A. P.; CARDOZO-FILHO, L.; CORAZZA, M. L.; LANZA, M.; PRIAMO, W. L.; OLIVEIRA, J. V. **Thermophysical properties of biodiesel and related systems: (Liquid + liquid) equilibrium data for soybean biodiesel.** 2013. Journal of Chemical Thermodynamics

MILADINović, M. R.; STAMENKOVIĆ, S.O.; VELJKOVIĆ, V.B.; SKALA, D.U. **Continuous sunflower oil methanolysis over quicklime in a packed-bed tubular reactor.** Fuel, Volume. 154,2015. Pages 301-307. ISSN 0016-2361. Disponível em: <<http://www.sciencedirect.com/science/article/pii/S0016236115003531>>. Acesso em: 21 jan. 2021

MINISTÉRIO DO TRABALHO. Norma Regulamentadora NR-13. 26.04.1995.

MOHAMMADSHIRAZI, A., AKRAM, A., RAFIEE, S., KALHOR E. B. **Energy and cost analyses of biodiesel production from waste cooking oil.** (2012)

MOTA, C. J. A.; MONTEIRO, R. S. **Química e sustentabilidade: novas fronteiras em biocombustíveis.** Quím. Nova vol.36 no.10 São Paulo 2013. Disponível em: <http://www.scielo.br/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S0100-40422013001000002#nt**> Acesso em: 10 de dezembro de 2019.

NASCIMENTO, S. H. N. **Competência para o Licenciamento Ambiental na Lei Complementar no 140/2011**. São Paulo: Atlas, 2015.

NOVOZYMES BIOENERGY. **The Novozymes Enzymatic Biodiesel Handbook**. Bagsvaerd, 2010, Dinamarca.

PERA, H. **Geradores de Vapor: um compêndio sobre a conversão de energia com vistas à preservação da ecologia**. 1990. São Paulo: Ed. Fama.

PETLEY, G. J. **A Method for Estimating the Capital Cost of Chemical Process Plants**. (1997)

PRICE, J. et al. **Fed-Batch Feeding Strategies for Enzymatic Biodiesel Production**. In: The International Federation of automatic control. Anais. 2014. Cape Town, Africa do Sul. Disponível em: <<http://user.das.ufsc.br/~trofino/pub/IFAC%202014/media/files/1438.pdf>>. Acesso em 20/09/2019.

RAMOS, L. P.; KOTHE, V.; CÉSAR-OLIVEIRA, M. A. F.; MUNIZ-WYPYCH, A. S.; NAKAGAKI, S.; KRIEGER, N.; WYPYCH, F.; CORDEIRO, C. S. **Biodiesel: Matérias-Primas, Tecnologias de Produção e Propriedades Combustíveis**. Rev. Virtual Quim., 2017, 9 (1), 317-369. Data de publicação na Web: 9 de dezembro de 2016. Disponível em: <<http://rvq.s bq.org.br/imagebank/pdf/v9n1a20.pdf>> Acesso em: 10 de Dezembro de 2019

REED, G. **Enzymes, Biomass, food and Feed**. 1995. Ed 02. V.9 Weinheim, Alemanha.

SAHU, G., GUPTA, N. K., KOTHA, A., SAHA, S., DATTA, S., CHAVAN, P., KUMARI, N., & DUTTA, P. **A Review on Biodiesel Production through Heterogeneous Catalysis Route**. (2018). *ChemBioEng Reviews*, 5(4), 231–252. <https://doi.org/10.1002/cben.201700014>

SAMIOS, D.; PEDROTTI, F.; NICOLAU, A.; REIZNAUTT, Q. B.; MATINI, D. D.; DALCIN, F. M. A.. *Fuel Process. Technol.* (2009). doi:10.1016/j.fuproc.2008.12.011.

SAMSON. Disponível em: <<https://www.samsoncontrols.com/product/3241-globe-control-valve>> Acesso em 12 de Dezembro 2020

SANDOVAL, G.; CASAS-GODOY, L.; BONET-RAGEL, K.; RODRIGUES, J.; FERREIRA-DIAS, S.; VALERO, F. **Enzyme-Catalyzed Production of Biodiesel as Alternative to Chemical- Catalyzed Processes: Advantages and Constraints**. 2017. Current Biochemical Engineering 4(2).

SCHUMACHER, L.; VAN GERPEN, J.; ADAMS, B. **Diesel Fuel Injection Pump Durability Test with Low Level Biodiesel Blends, in Proceedings of the 2003**. American Society of Agricultural Engineers. Annual Meeting. Las Vegas, 2003

SEBORG, DALE E.; EDGAR, THOMAS F.; MELLICHAMP, DUNCAN A.; DOYLE III, FRANCIS J. **Process Dynamics and Control**. 2017. Wiley.

SILVA, P., & MOURA, A., **Análise de Viabilidade do uso de bagaço e cavaco** 2016

SINGH CHOUHAN, A.P.; SARMA, A.K. **Modern heterogeneous catalysts for biodiesel production: A comprehensive review**. Renewable and Sustainable Energy Reviews. Volume 15. Issue 9.2011.

SOUJANYA, J.; SATYAVATHI, B.; VITTAL PRASAD, T.E. **Experimental (vapour+liquid) equilibrium data of (methanol+water), (water+glycerol) and (methanol+glycerol) systems at atmospheric and sub-atmospheric pressures**, 2010. The Journal of Chemical Thermodynamics,

SNATURAL. **Misturador Estático**. 2021. Disponível em: <<https://www.snatural.com.br/misturador-estatico-1/>>. Acesso em: 02 de janeiro de 2021.

TELLES, P. C. da S. **Tubulações Industriais – Materiais, Projeto e Montagem**. 9. ed. Rio de Janeiro: LTC, 1997.

THANGARAJ, B.; SOLOMON, P.R.; MUNIYANDI, B., RANGANATHAN, S.; LIN, L. **Catalysis in biodiesel production—a review**. 2019. Clean Energy. Volume 3. Issue 1. March 2019.

TOVAR, L. P. **Projeto de Processos, Análise e Síntese**. Santa Maria: Centro de Tecnologia. 2018.

TOWLER, GAVIN; SINNOTT, RAY K. **Chemical Engineering Design - Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design**. Elsevier 2013

Tsagkari, M., Couturier, J. L., Kokossis, A. & Dubois, J. L. **Early-Stage Capital Cost Estimation of Biorefinery Processes: A Comparative Study of Heuristic Techniques** (2016).

TU, Q., M. LU, J. YANG, AND D. SCOTT. **Water Consumption Estimates Of The Biodiesel Process In The US. Clean Technologies And Environmental Policy**. Springer-Verlag, New York, NY, 18(2):507-516, (2016) Disponível em: <https://cfpub.epa.gov/si/si_public_record_report.cfm?Lab=NRMRL&dirEntryId=311264>.

TURTON, R.; BAILIE R. C.; WHITING W. B.; SHAEIWITZ J. A. **Analysis, Synthesis, and Design of Chemical Processes**. 3. Nova Jersey: Prentice Hall, 1998.

UNITED STATES PATENT: 10590061. (n.d.). Retrieved January 19, 2021. Disponível em: <<http://patft.uspto.gov/netacgi/nph-Parser?Sect1=PTO1&Sect2=HITOFF&d=PALL&p=1&u=%2Fmetahtml%2FPTO%2Fsrchnum.htm&r=1&f=G&l=50&s1=10590061.PN.&OS=PN/10590061&RS=PN/10590061>>.

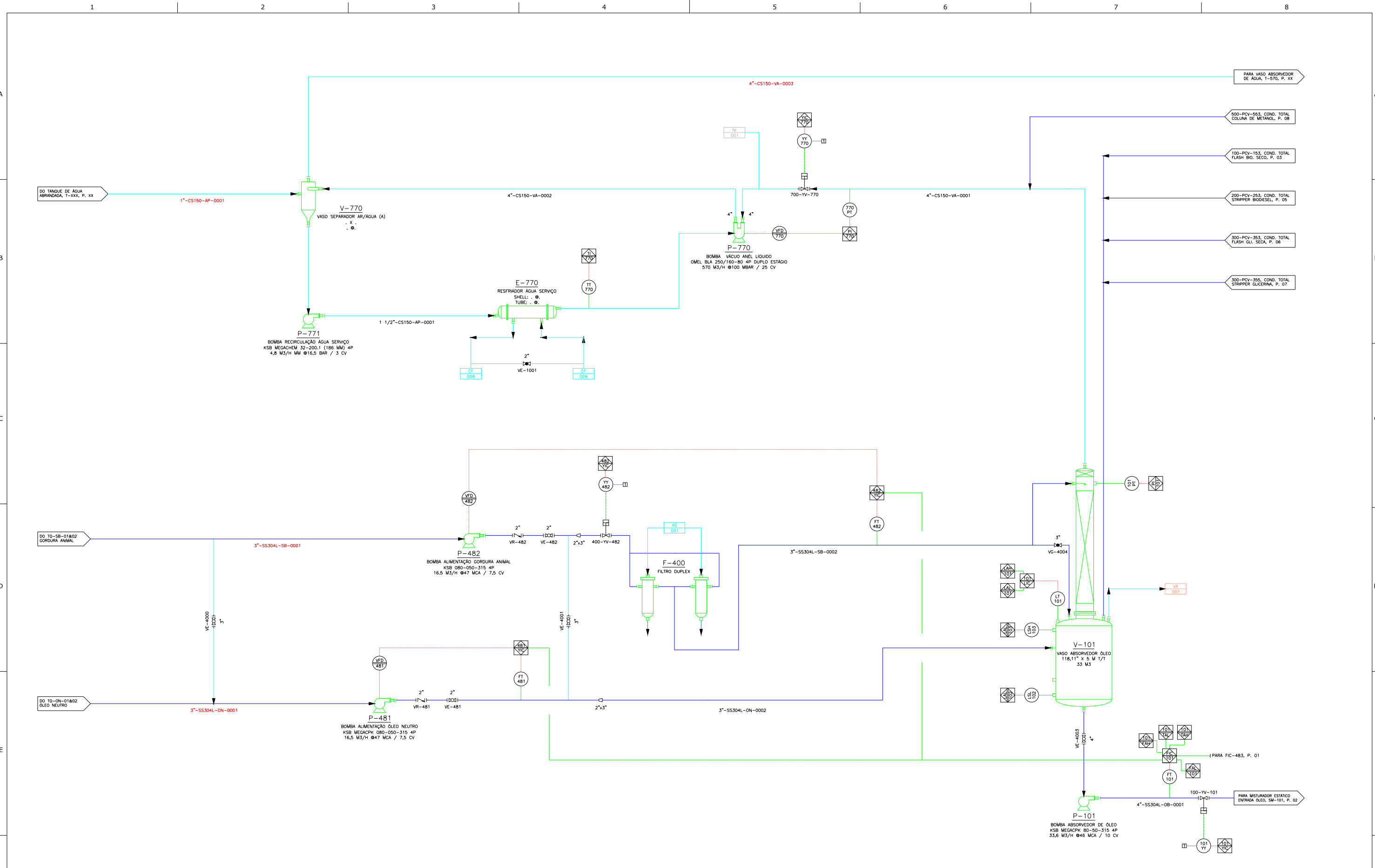
UNITED STATES PATENT: 9725397. (n.d.). Retrieved December 12, 2019. Disponível em: <<http://patft.uspto.gov/netacgi/nph-Parser?Sect1=PTO2&Sect2=HITOFF&p=1&u=%2Fmetahtml%2FPTO%2Fsearch-bool.html&r=1&f=G&l=50&co1=AND&d=PTXT&s1=Glycerolysis&s2=%22Biodiesel+Process%22&OS=Glycerolysis+AND+%22Biodiesel+Process%22&RS=Glycerolysis+AND+%22Biodiesel+Process%22>>.

VENERAL, J.G.; DIRCEU JUNIOR, L.R.; MAZUTTI, M.A.; VOLL, F.A.P.; CARDOZO-FILHO, L.; CORAZZA, M.L.; SILVA, E.A.; OLIVEIRA, J.V. **Thermophysical properties of**

biodiesel and related systems: Low-pressure vapor+liquid equilibrium of methyl/ethyl soybean biodiesel, 2013. The Journal of Chemical Thermodynamics.

WONG, K.Y.; JO-HAN N.G.; CHONG, C.T.; LAM, S.S.; CHONG, W.T. **Biodiesel process intensification through catalytic enhancement and emerging reactor designs: A critical review**. 2019. Renewable and Sustainable Energy Reviews.

APÊNDICE A – P&ID BIOFAMES

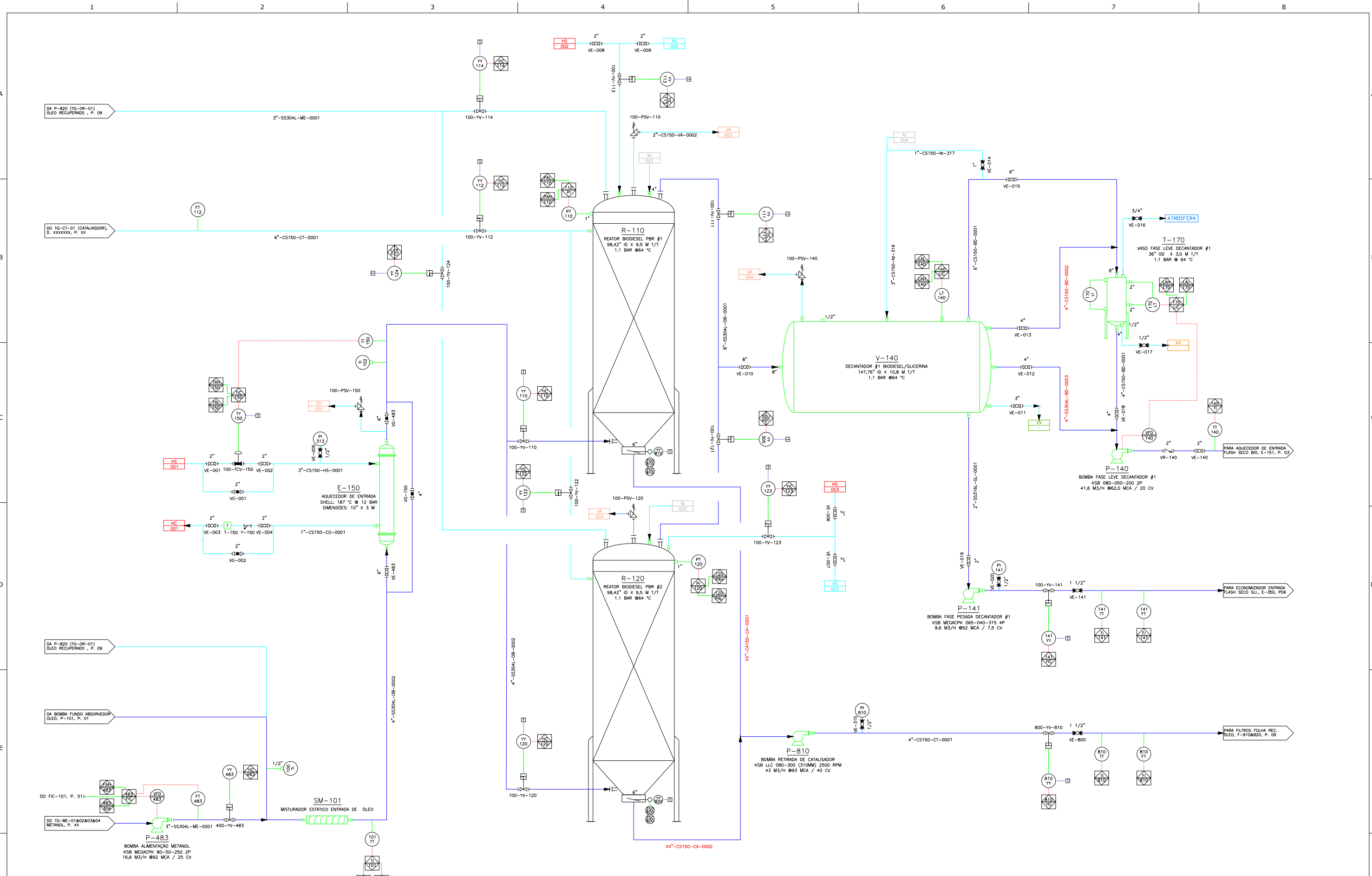


PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3
 ALIMENTAÇÃO E SISTEMA DE VÁCUO

BIOFAMES

1/9 20200001 R00

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: MM, PLL	23/11/2020	
APROVADO: RZR	23/11/2020	

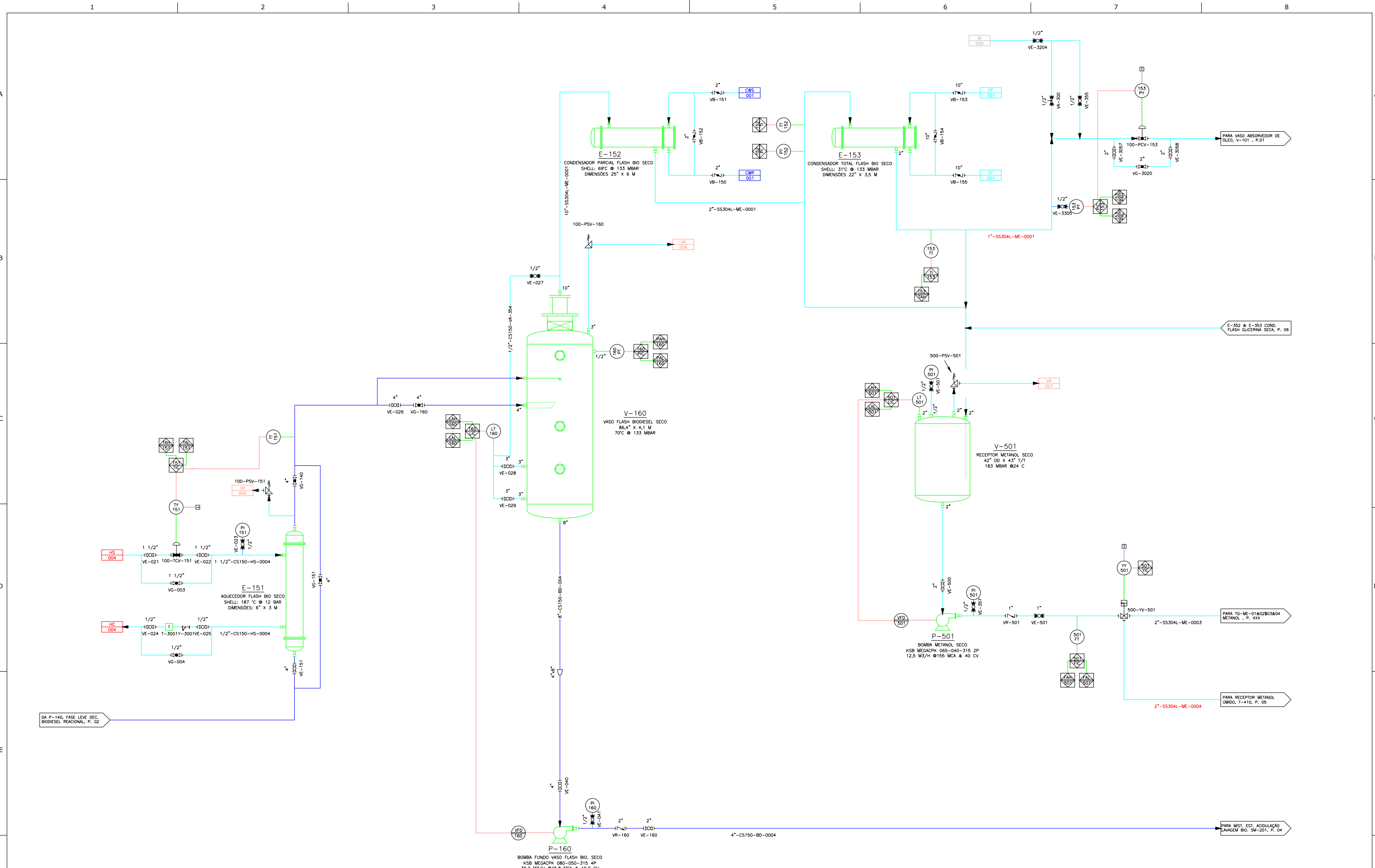


PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3
 PARTE REACIONAL

BIOFAMES

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: MM, PLL	23/11/2020	
APROVADO: RZR	23/11/2020	

2/9 20200001 R00

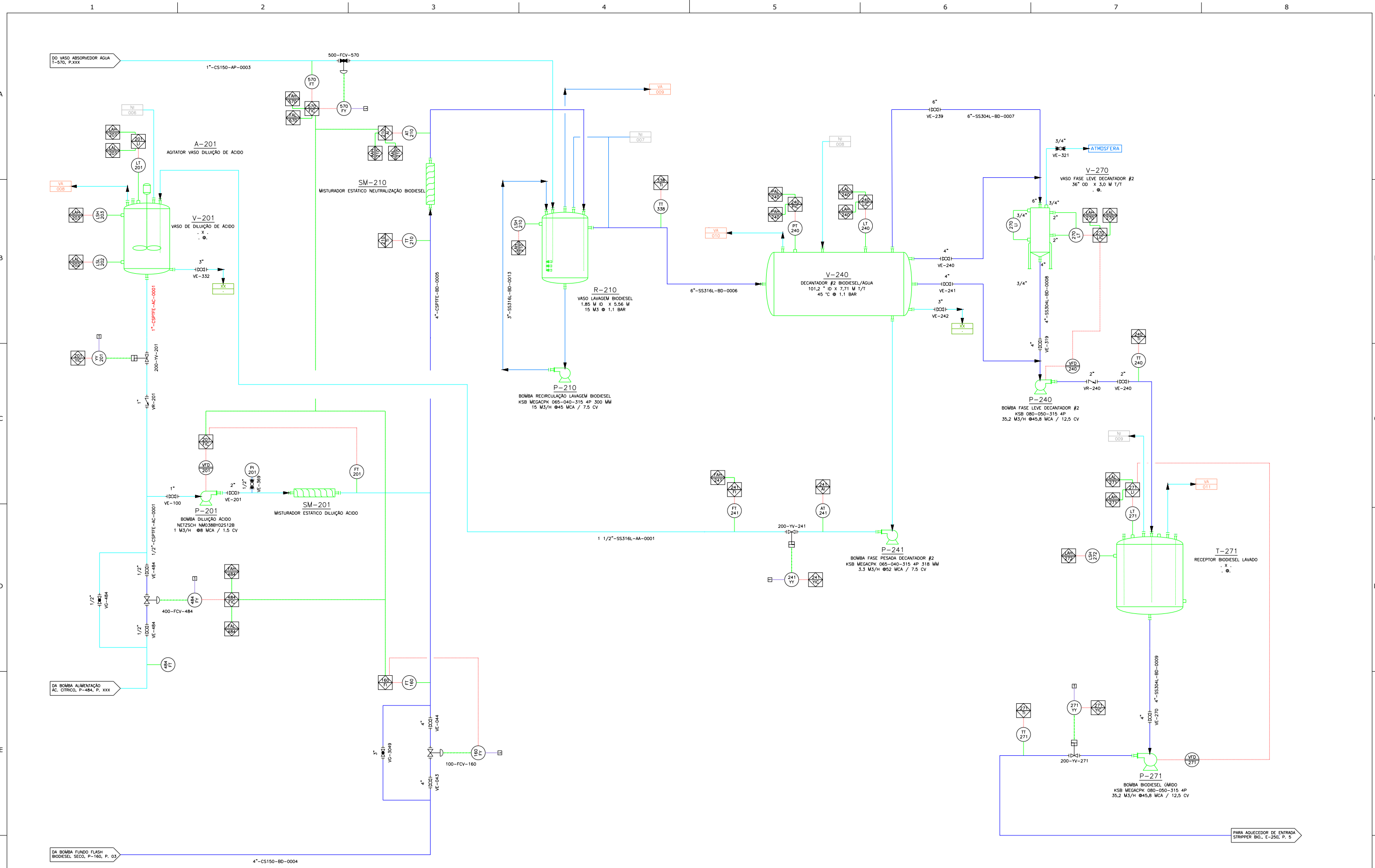


PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3
 PURIFICAÇÃO DO BIODIESEL
 REMOÇÃO DE METANOL SECO

3/9 20200001 R00

BIOFAMES

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: MM, PLL	23/11/2020	
APROVADO: RZR	23/11/2020	

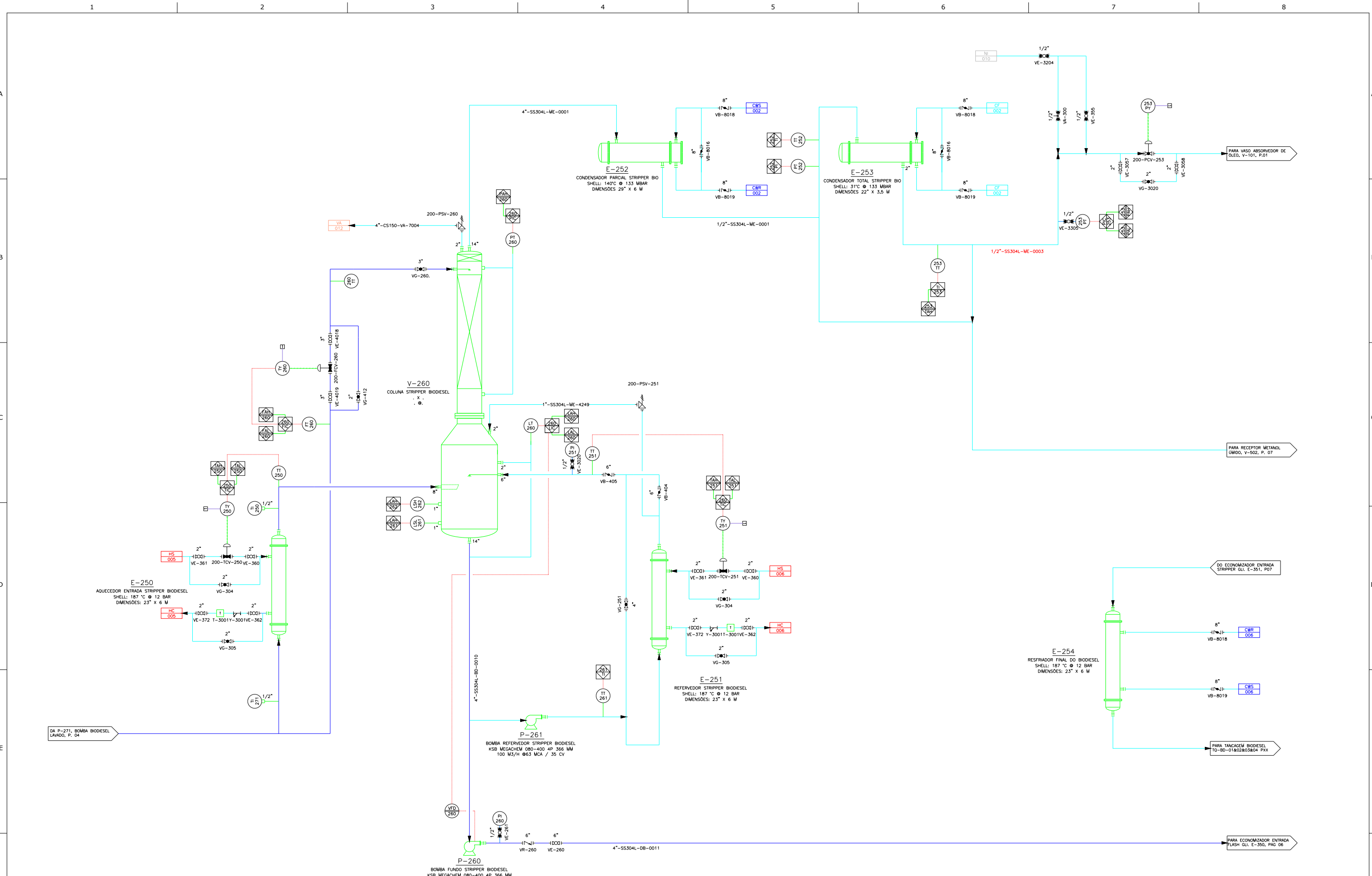


PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3
 PURIFICAÇÃO DO BIODIESEL
 ACIDULAÇÃO E LAVAGEM

BIOFAMES

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML		22/11/2020
REVISADO: MM, PLL		23/11/2020
APROVADO: RZR		23/11/2020

4/9 20200001 R00

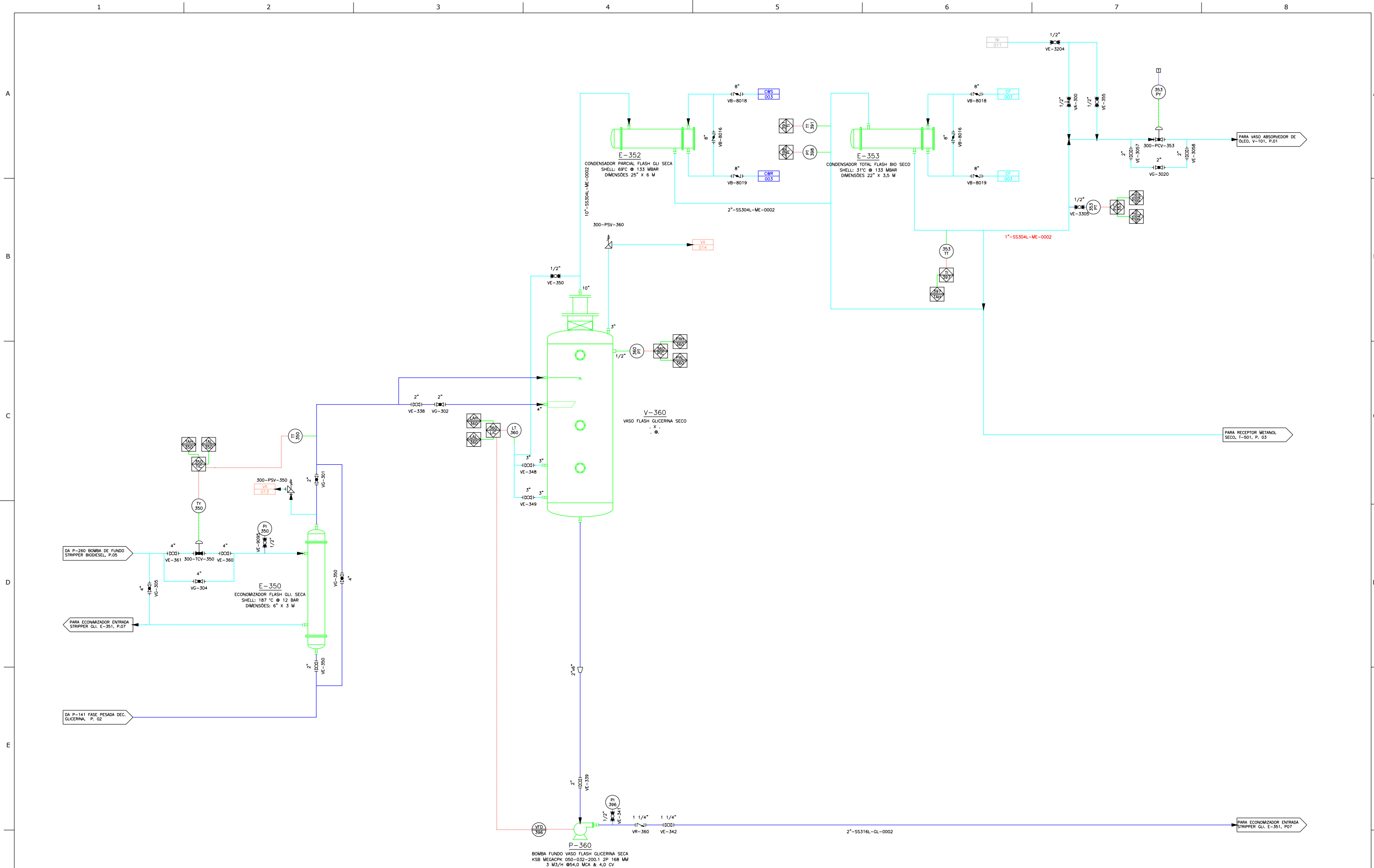


PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3
 PURIFICAÇÃO DO BIODIESEL
 REMOÇÃO DE METANOL ÚMIDO

BIOFAMES

5/9 20200001 R00

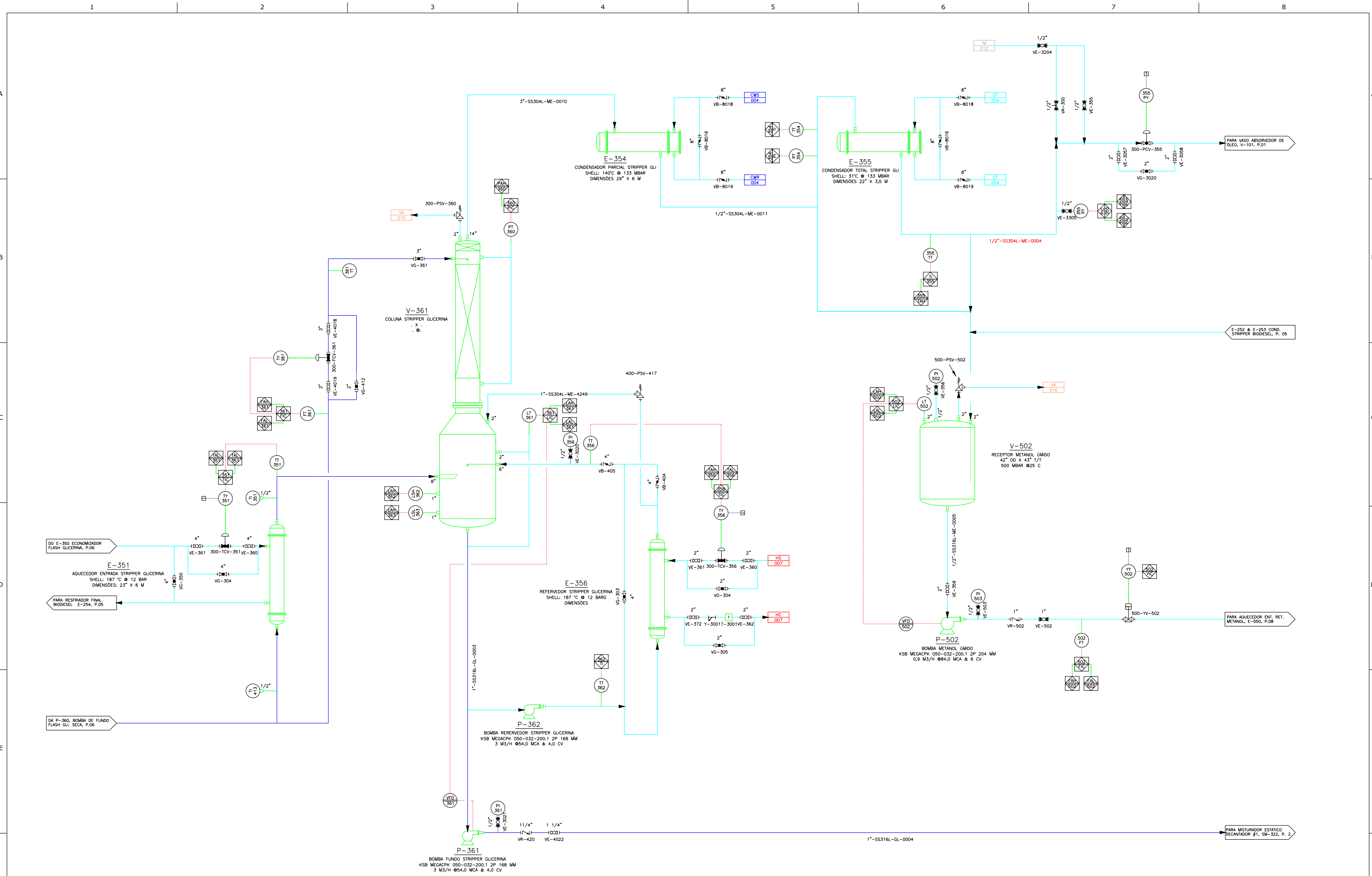
ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: MM, PLL	23/11/2020	
APROVADO: RZR	23/11/2020	



PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3
PURIFICAÇÃO DA GLICERINA
REMOÇÃO DE METNAOL SECO

BIOFAMES

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: MM, PLL	23/11/2020	
APROVADO: RZR	23/11/2020	

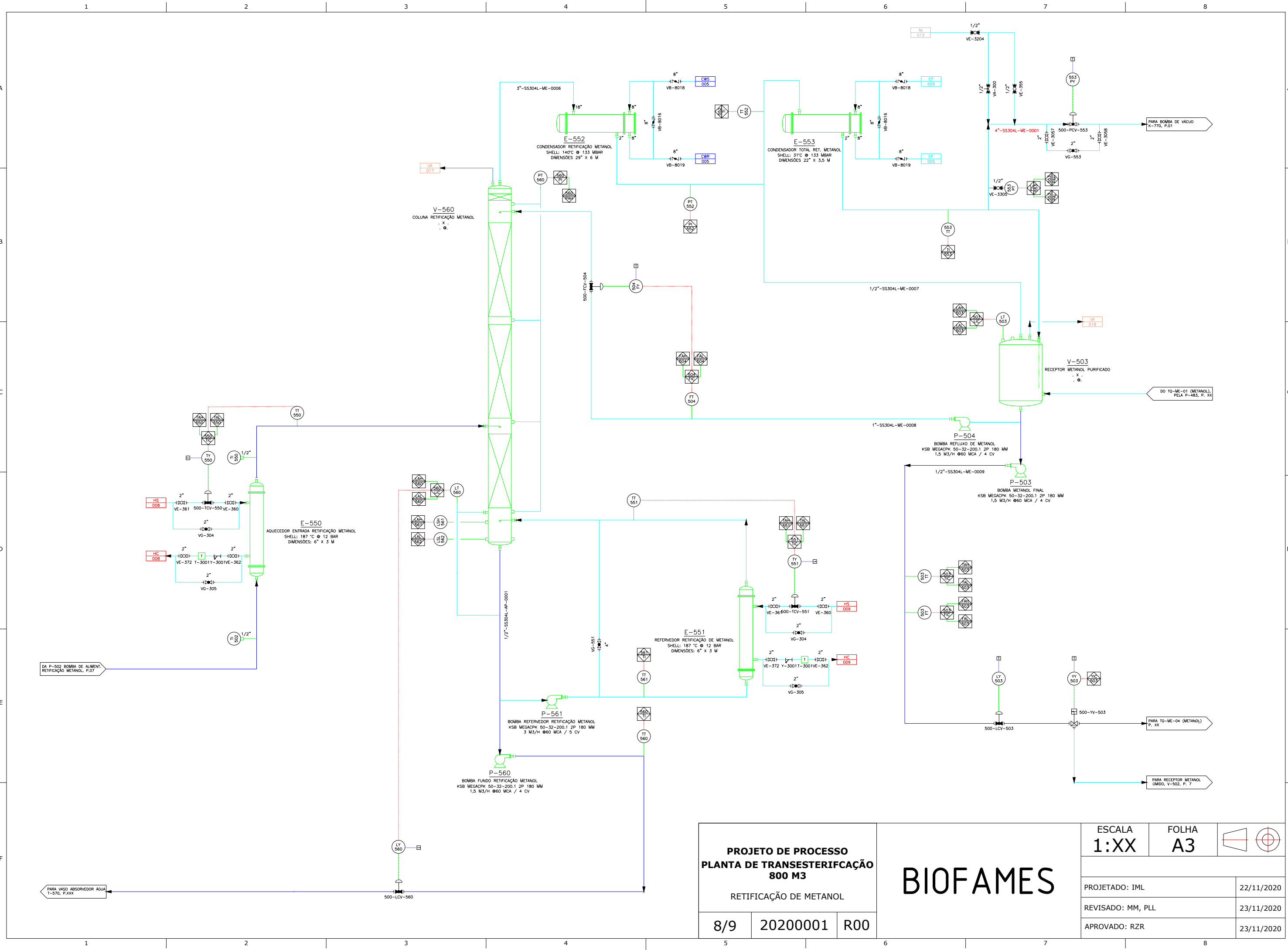


PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3
 PURIFICAÇÃO DA GLICERINA
 REMOÇÃO DE METANOL ÚMIDO

BIOFAMES

7/9 20200001 R00

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: MM, PLL	23/11/2020	
APROVADO: RZR	23/11/2020	

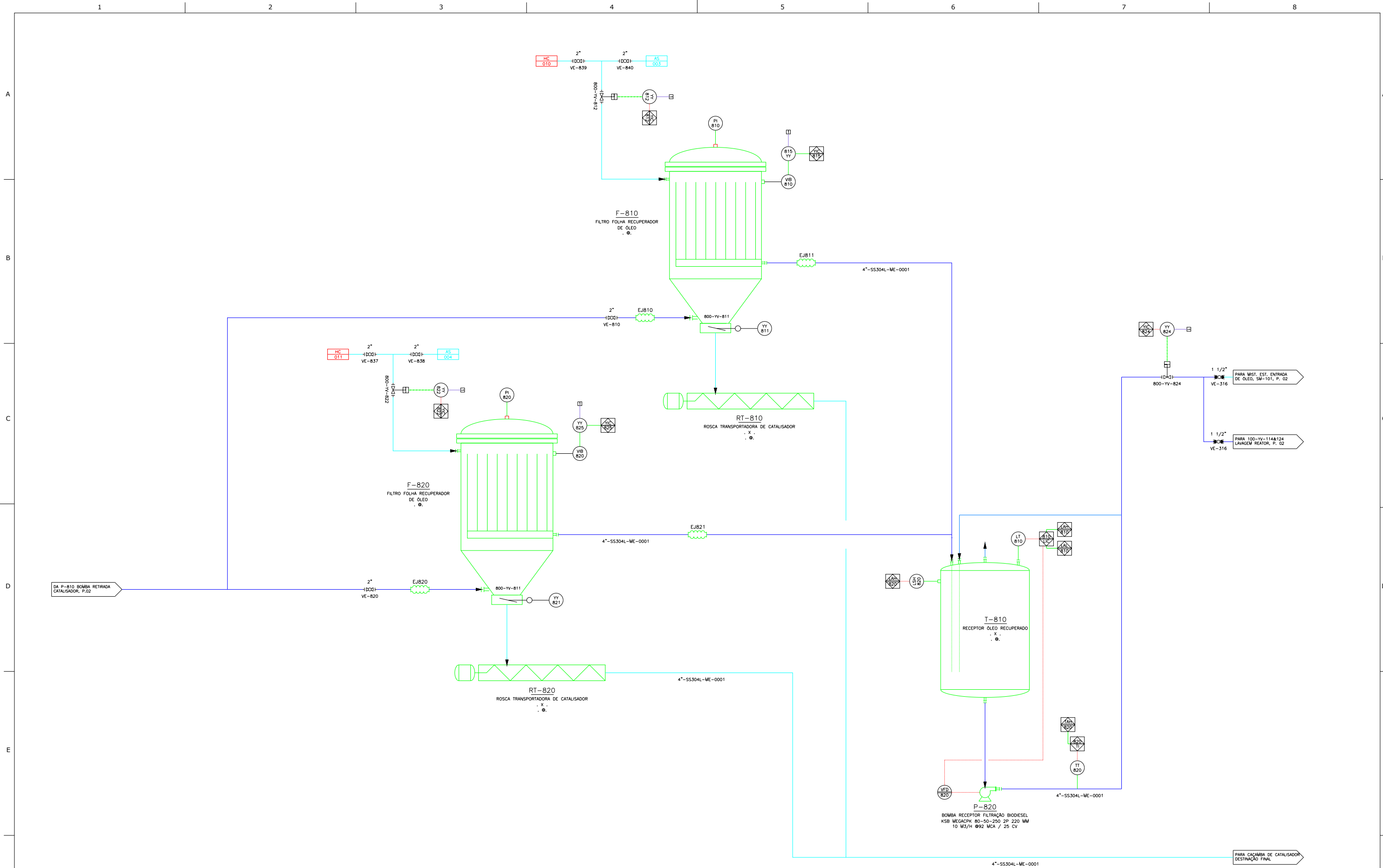


PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3
 RETIFICAÇÃO DE METANOL

BIOFAMES

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML		22/11/2020
REVISADO: MM, PLL		23/11/2020
APROVADO: RZR		23/11/2020

8/9 20200001 R00



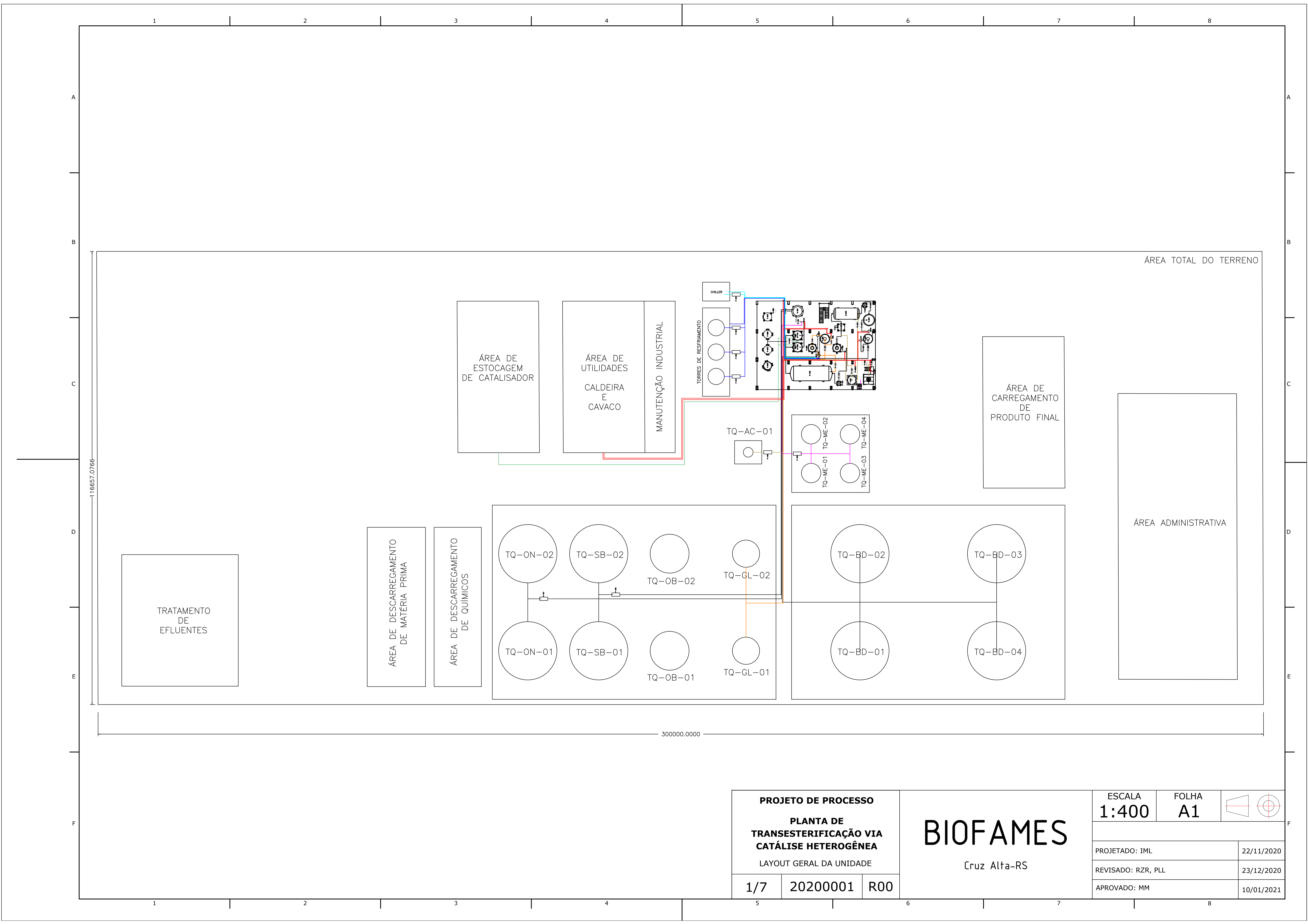
PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3
 PURIFICAÇÃO DE CATALISADOR E ÓLEO

BIOFAMES

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: MM, PLL	23/11/2020	
APROVADO: RZR	23/11/2020	

9/9 20200001 R00

APÊNDICE B – LAYOUT BIOFAMES



116657,0766

300000,0000

ÁREA TOTAL DO TERRENO

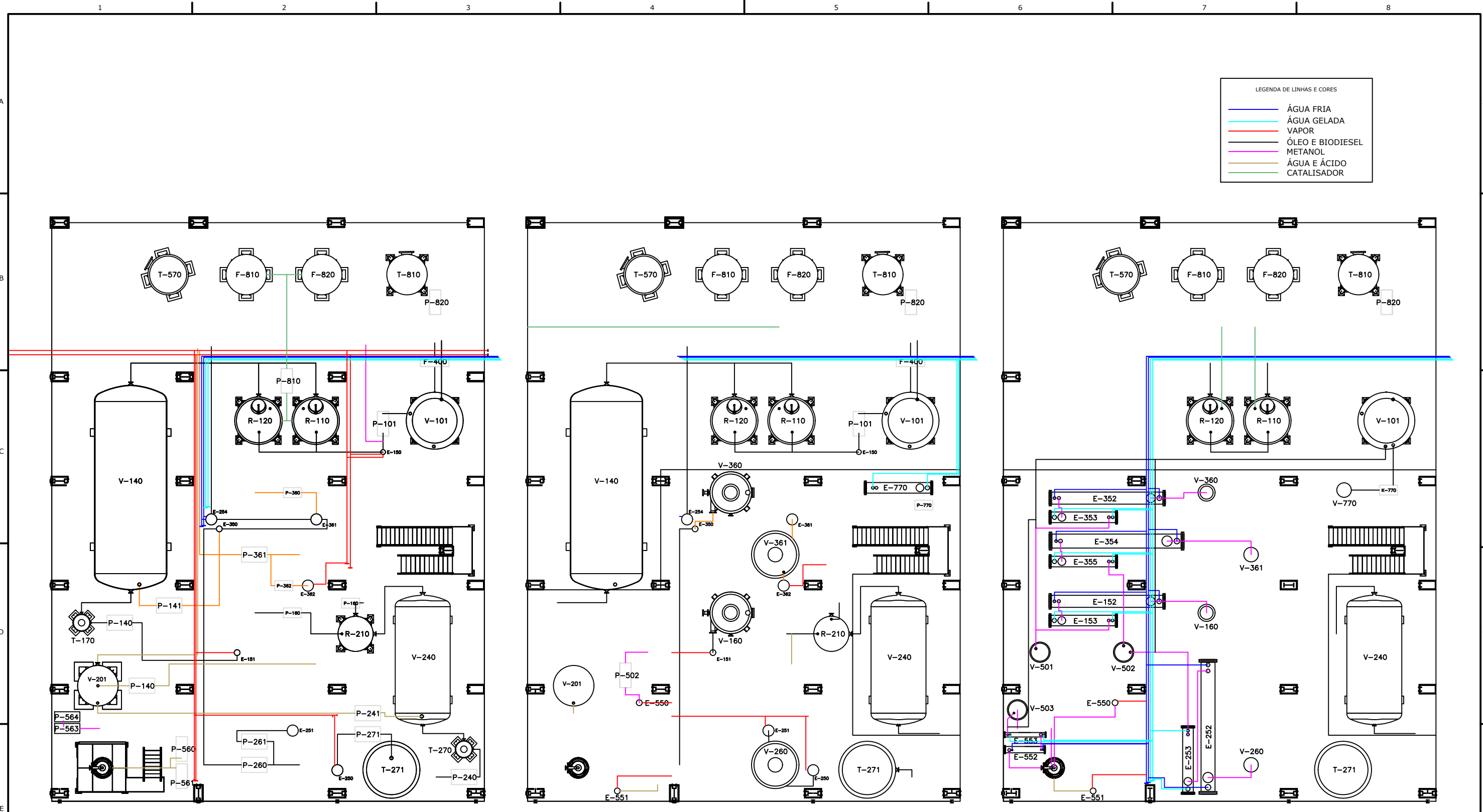
PROJETO DE PROCESSO		
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO VIA CATÁLISE HETEROGÊNEA		
LAYOUT GERAL DA UNIDADE		
1/7	20200001	R00

BIOFAMES
Cruz Alta-RS

ESCALA 1:400	FOLHA A1	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: RZR, PLL	23/12/2020	
APROVADO: MM	10/01/2021	

LEGENDA DE LINHAS E CORES

—	ÁGUA FRIA
—	ÁGUA GELADA
—	VAPOR
—	ÓLEO E BIODIESEL
—	METANOL
—	ÁGUA E ÁCIDO CATALISADOR



NÍVEL 00

NÍVEL 01

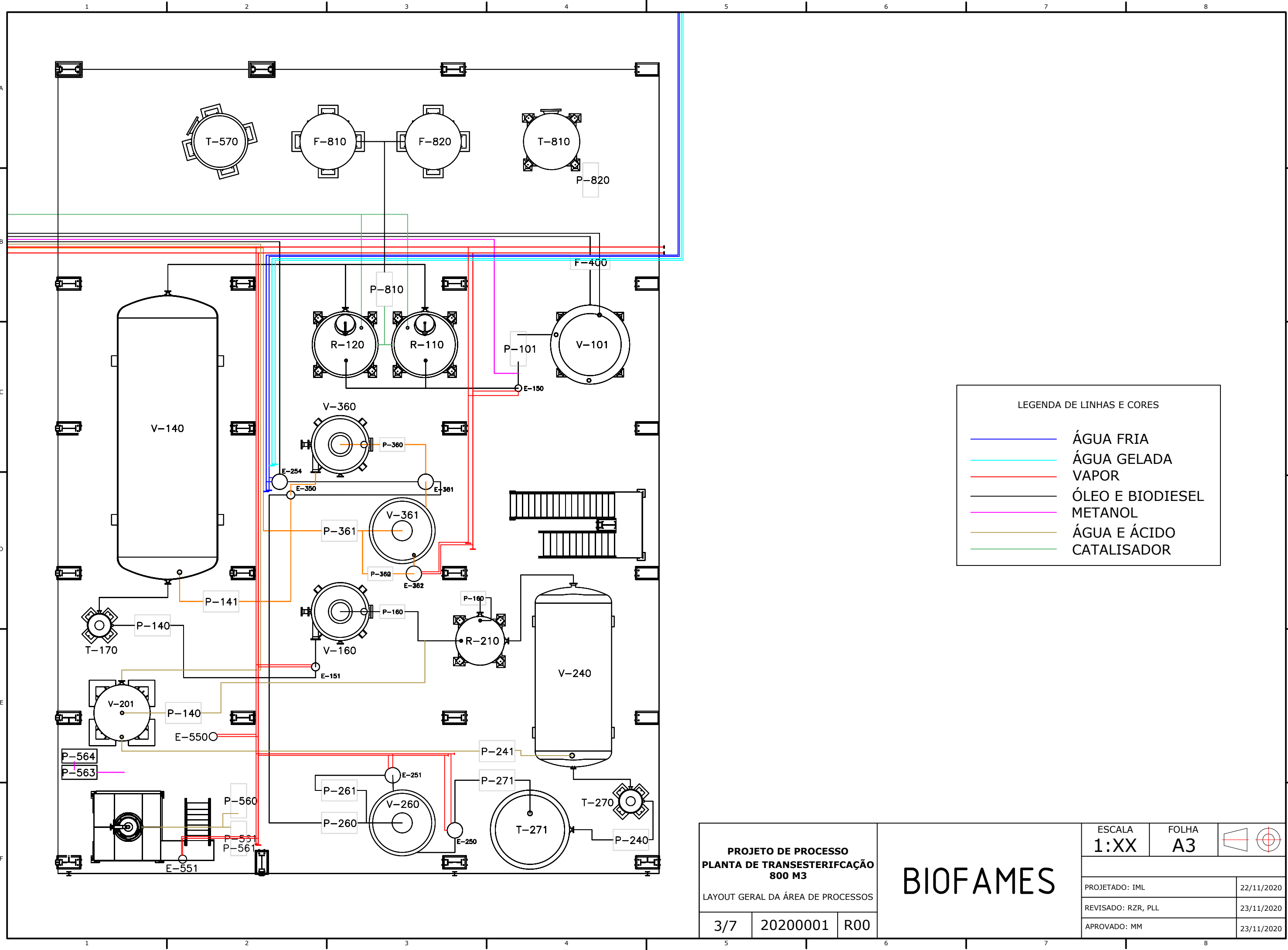
NÍVEL 02

PROJETO DE PROCESSO		
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO		
800 M3		
LAYOUT TUBULAÇÕES DA ÁREA DE		
PROCESSO POR NÍVEL		
2/7	20200001	R00

BIOFAMES

Cruz Alta-RS

ESCALA 1:100	FOLHA A1	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: RZR, PLL	23/12/2020	
APROVADO: MM	10/01/2021	



LEGENDA DE LINHAS E CORES

	ÁGUA FRIA
	ÁGUA GELADA
	VAPOR
	ÓLEO E BIODIESEL
	METANOL
	ÁGUA E ÁCIDO
	CATALISADOR

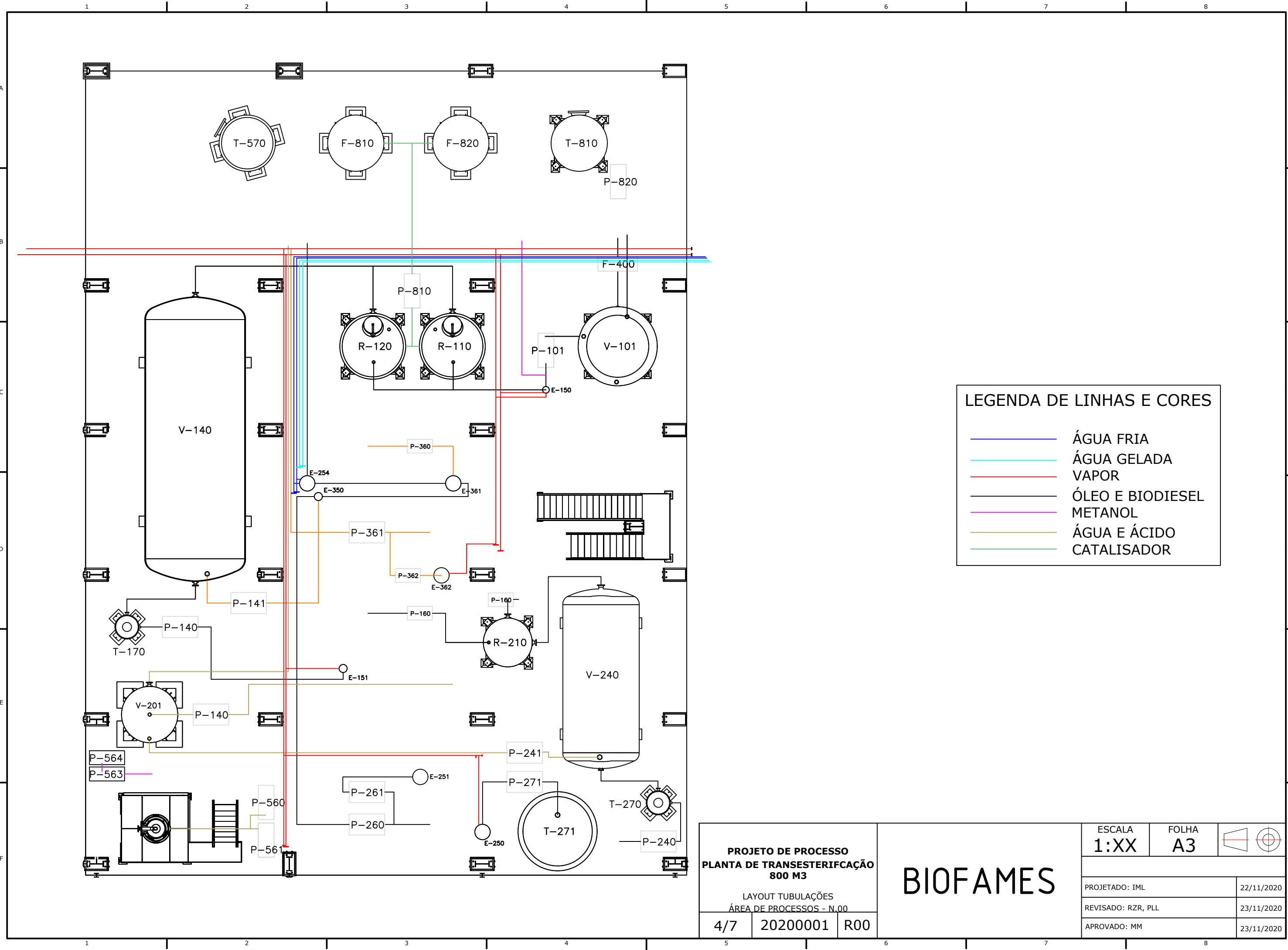
PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3

LAYOUT GERAL DA ÁREA DE PROCESSOS

3/7	20200001	R00
-----	----------	-----

BIOFAMES

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: RZR, PLL	23/11/2020	
APROVADO: MM	23/11/2020	



LEGENDA DE LINHAS E CORES

	ÁGUA FRIA
	ÁGUA GELADA
	VAPOR
	ÓLEO E BIODIESEL
	METANOL
	ÁGUA E ÁCIDO
	CATALISADOR

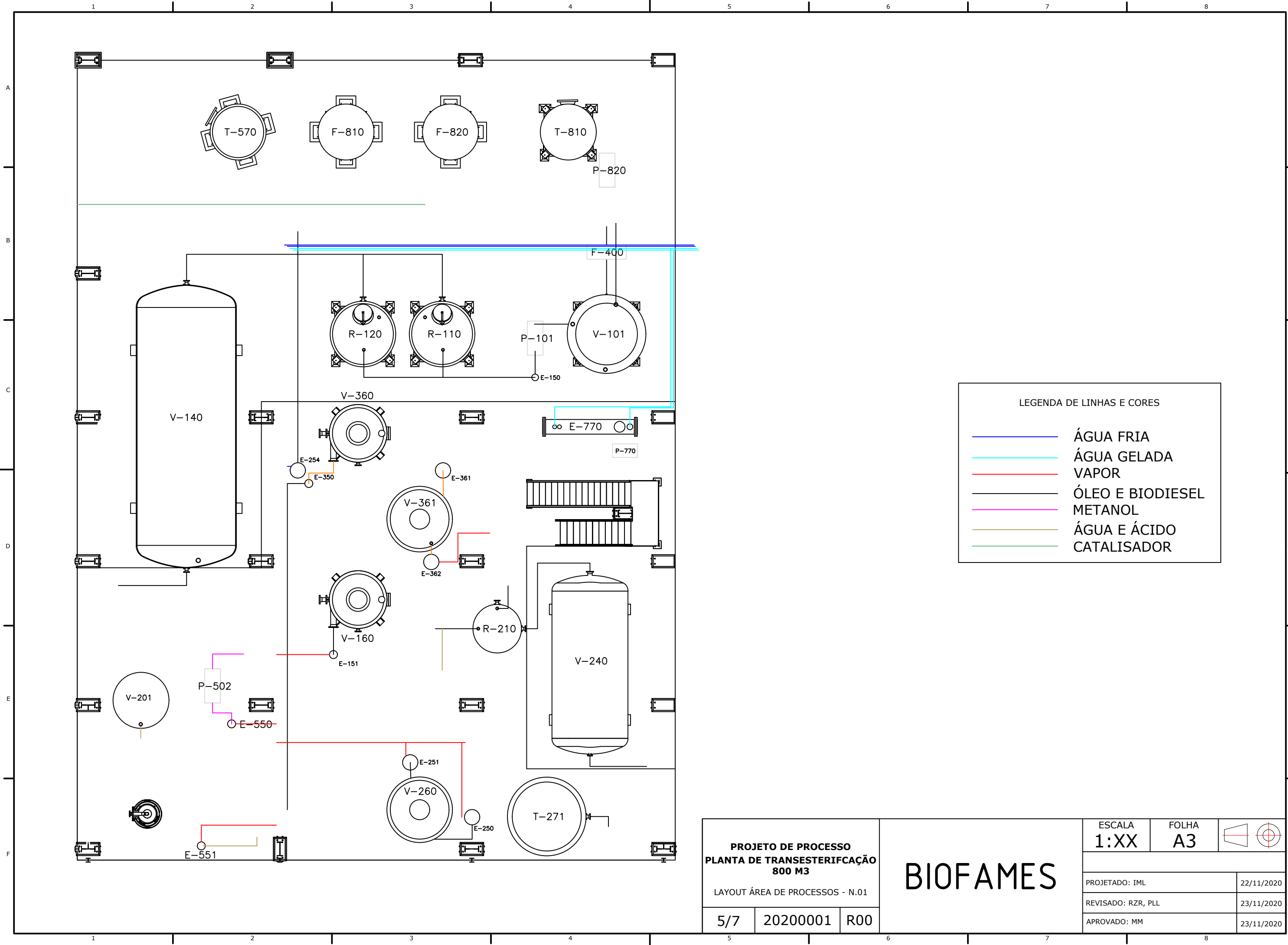
PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3

LAYOUT TUBULAÇÕES
 ÁREA DE PROCESSOS - N.00

4/7 20200001 R00

BIOFAMES

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: RZR, PLL	23/11/2020	
APROVADO: MM	23/11/2020	



LEGENDA DE LINHAS E CORES

	ÁGUA FRIA
	ÁGUA GELADA
	VAPOR
	ÓLEO E BIODIESEL
	METANOL
	ÁGUA E ÁCIDO
	CATALISADOR

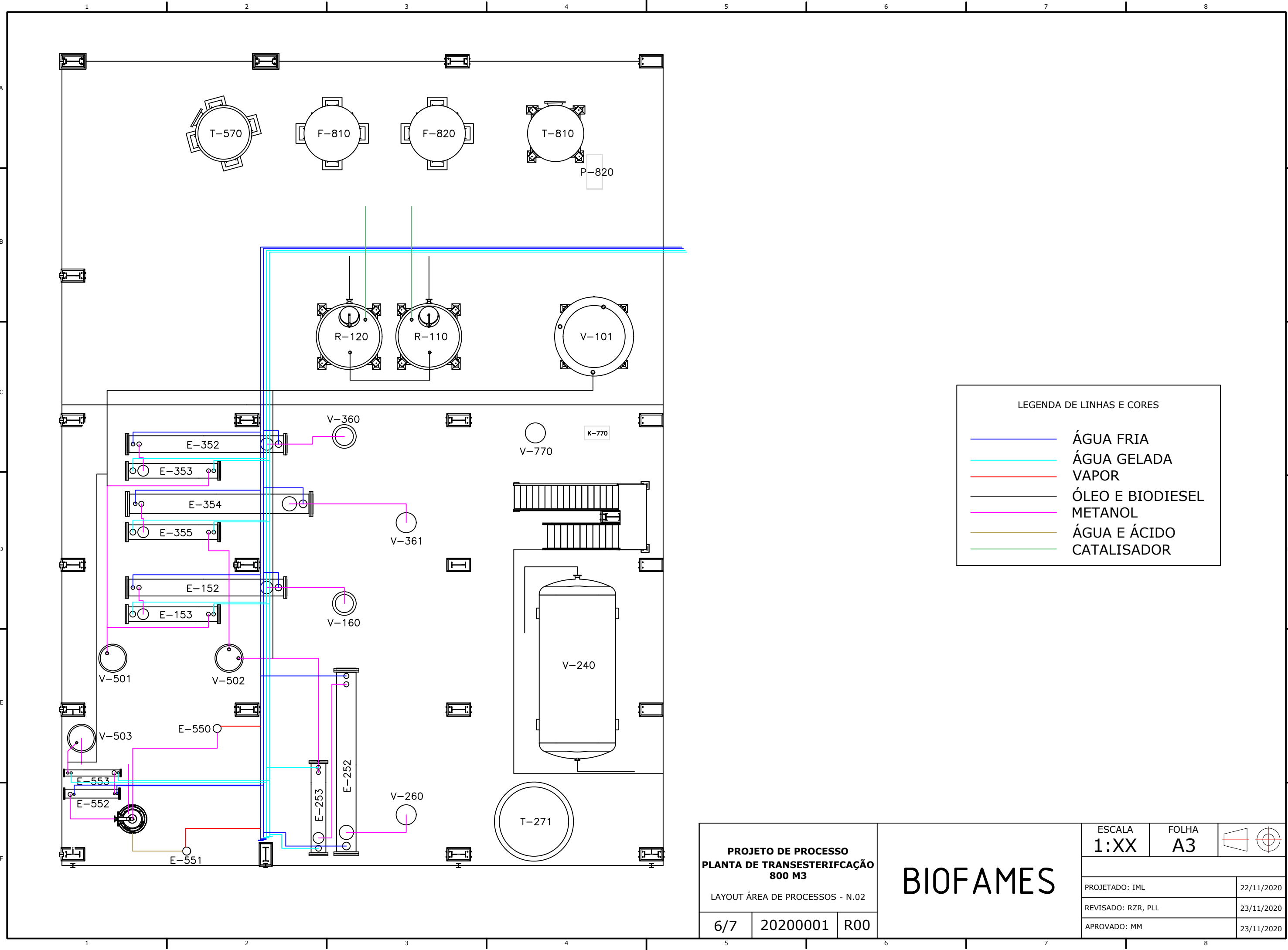
PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3

LAYOUT ÁREA DE PROCESSOS - N.01

5/7	20200001	R00
-----	----------	-----

BIOFAMES

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: RZR, PLL	23/11/2020	
APROVADO: MM	23/11/2020	



LEGENDA DE LINHAS E CORES

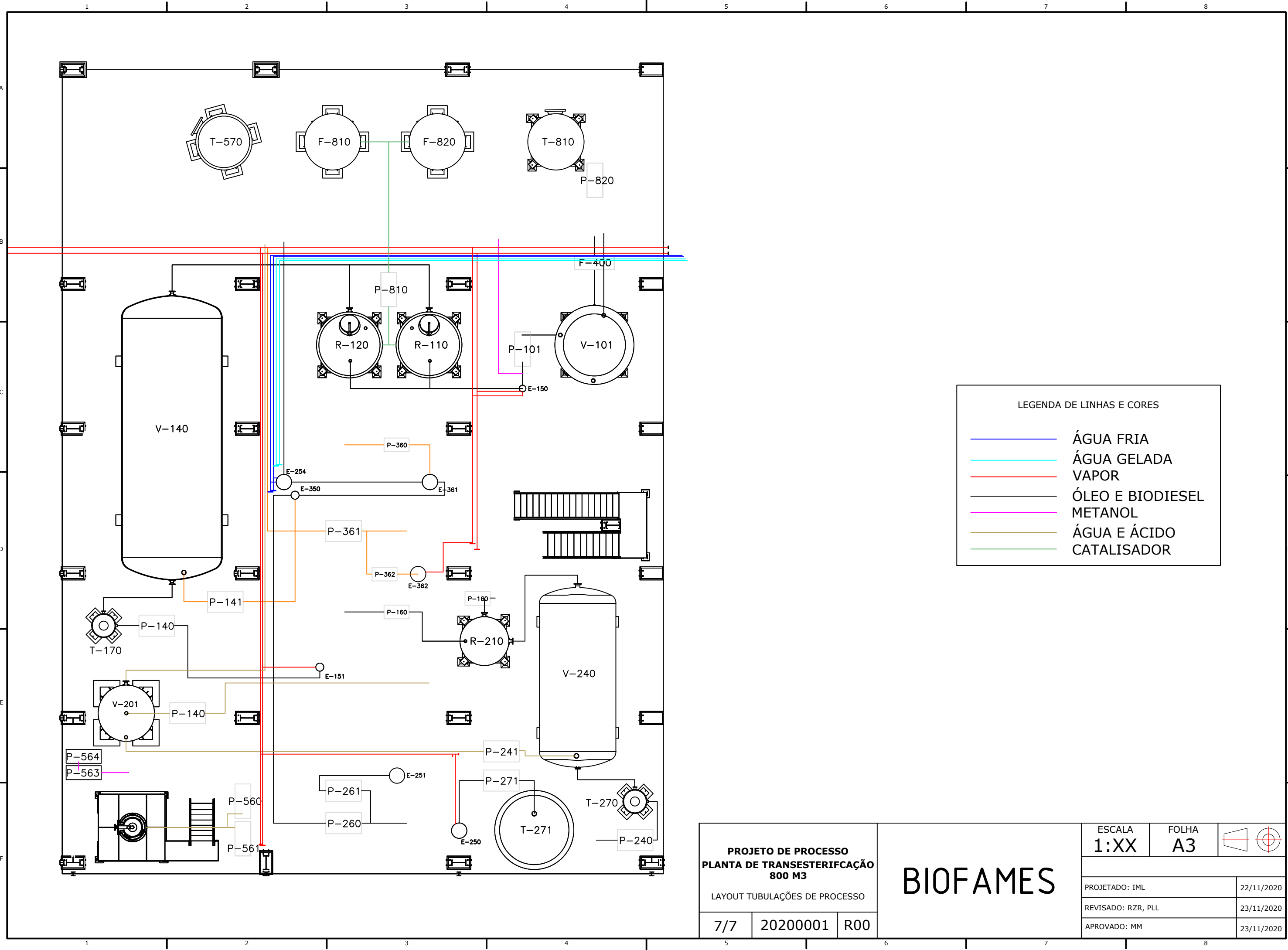
—	ÁGUA FRIA
—	ÁGUA GELADA
—	VAPOR
—	ÓLEO E BIODIESEL
—	METANOL
—	ÁGUA E ÁCIDO
—	CATALISADOR

PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3
 LAYOUT ÁREA DE PROCESSOS - N.02

6/7	20200001	R00
-----	----------	-----

BIOFAMES

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: RZR, PLL	23/11/2020	
APROVADO: MM	23/11/2020	



LEGENDA DE LINHAS E CORES

	ÁGUA FRIA
	ÁGUA GELADA
	VAPOR
	ÓLEO E BIODIESEL
	METANOL
	ÁGUA E ÁCIDO
	CATALISADOR

PROJETO DE PROCESSO
PLANTA DE TRANSESTERIFICAÇÃO
800 M3

LAYOUT TUBULAÇÕES DE PROCESSO

7/7 20200001 R00

BIOFAMES

ESCALA 1:XX	FOLHA A3	
PROJETADO: IML	22/11/2020	
REVISADO: RZR, PLL	23/11/2020	
APROVADO: MM	23/11/2020	

APÊNDICE C – MEMORIAL DE CÁLCULO

C.1 BALANÇO DE MASSA

A jornada de trabalho da BioFAMES®, conforme mencionado previamente, compreende 350 dias de trabalho no ano e de 3 turnos de 8 horas por dia, sendo os dias restantes destinados para recesso de fim de ano e paradas para manutenção e limpeza quando programado e/ou necessário. Deste modo, os cálculos de balanço material para cada equipamento foram realizados no intuito de gerar uma quantidade de biodiesel equivalente a 246.680,00 toneladas por ano.

C1.1 BALANÇO DE MASSA GLOBAL

No balanço de massa global, tem-se como entrada os valores de 720.000,00 kg/dia de óleo bruto e 313.739,38 kg/dia de metanol, visto que a razão utilizada de álcool, em mol, foi de 12:1. A quantidade de catalisador utilizada para o processo foi estimada em 91.814,55 kg/dia, que é o equivalente a 0,376 kg de alimentação de óleo e gorduras por quilograma de catalisador por hora, ou 3,83% da vazão de óleo. Desse modo, pela conversão tem-se a produção de 719.184,00 kg/dia de biodiesel e 74.018,53 kg/dia de glicerina. Cenário este correspondente a biodiesel e glicerina puros. As correntes finais de produto apresentam uma mistura de biodiesel e glicerina com óleo blendado (não-reagido), metanol, água e possíveis sais, deste modo as vazões finais apresentadas nos diagramas para a Planta de Transesterificação da BioFAMES é superior. Caracteriza-se como produto final somente as correntes de biodiesel e glicerina e como produto de descarte/venda extra a corrente de catalisador. A corrente de metanol da saída não se inclui no produto final, uma vez que o mesmo é purificado e reaproveitado no processo.

A vazão final de biodiesel é calculada a partir da estequiometria da reação, que estabelece que a cada 1 mol de óleo reagente, formam-se 3 mols de biodiesel, em uma conversão de 98,5%, com o consumo de 3 mols de metanol. Os cálculos para o balanço de massa global foram realizados a partir da equação 1. A seguir apresentam-se os cálculos para a corrente de metanol. A tabela C1 apresenta os valores para as demais correntes.

$$\dot{m}_{entrada} - \dot{m}_{saida} \pm \dot{m}_{reação} = 0 \quad (1)$$

$$\dot{m}_{reação_{ME}} = \dot{m}_{OB} / mm_{OB} * Ceq_{ME} * X_{OB} / mm_{ME} [kg/dia] \quad (2)$$

Tabela C1 - Balanço de Massa Global.

Componentes	Entradas (kg/dia)	Saídas (kg/dia)
Metanol	77.258,38	0,00
Catalisador	91.814,55	91.814,55
Óleo blendado	720.000,00	10.800,00
Biodiesel	0,00	712.456,19
Glicerina	0,00	74.018,53

Fonte: Autores (2021).

C1.2 VASO ABSORVEDOR DE ÓLEO (V-101)

No vaso V-101 é realizada a mistura das correntes de óleo de soja e gordura animal produzindo uma única corrente de óleo blendado, que alimenta a parte reacional da planta. Neste vaso, vapores de metanol e óleos arrastados pelo sistema de vácuo são absorvidos pelas correntes de gordura animal e óleo. Como a composição da corrente de alimentação é de 50% em ambas as gorduras, há a entrada de 360.000,00 kg/dia de óleo de soja e 360.000,00 kg/dia de gordura animal, resultando em uma corrente de saída do vaso V-101 de 720.000 kg/dia. Os cálculos para o balanço de massa do vaso V-101 foram realizados a partir da equação 3. Abaixo demonstram-se estes cálculos e expõem os dados na tabela C2.

$$\dot{m}_{OB} = \dot{m}_{ON} + \dot{m}_{SB} \quad (3)$$

Tabela C2 - Balanço de Massa Vaso Absorvedor de Óleo (V-101).

Componentes	Entradas (kg/dia)	Saídas (kg/dia)
Óleo de Soja	360.000,00	0,00
Gordura Animal	360.000,00	0,00
Óleo blendado	0,00	720.000,00

Fonte: Autores (2021).

C1.3 BALANÇO DE MASSA DO MISTURADOR ESTÁTICO (M-101)

No misturador M-101, é realizada a mistura das correntes de óleo bruto com uma umidade de 0,05% em massa óleo, e metanol, com concentração de 99,5% em massa. A corrente de saída do misturador apresenta uma vazão de 43.152,84 kg/hora com uma composição aproximada de 69,52% de óleo bruto, 30,29% de metanol e um teor de umidade de 0,19%. Os cálculos para o balanço de massa do misturador foram realizados a partir da equação 4. Abaixo demonstra-se os cálculos para a corrente de metanol e complementa-se a tabela C3 expondo os demais valores para cada corrente.

$$\dot{m}_{entrada\ ME} = 13072,47\ kg/h = \dot{m}_{saída\ ME} \quad (4)$$

Tabela C3 - Balanço de Massa Misturador de Óleo e Metanol.

Componentes	Entrada (kg/h)	Entrada (%)	Saída (kg/h)	Saída (%)
Óleo blendado	30.000,00	69,52	30.000,00	69,52
Biodiesel	0,00	0,00	0,00	0,00
Glicerol	0,00	0,00	0,00	0,00
Metanol	13.072,47	30,29	13.072,47	30,29
Água	80,36	0,19	80,36	0,19
Total	43.152,84	100,00	43.152,84	100,00

Fonte: Autores (2021).

C1.4 REATORES DE TRANSESTERIFICAÇÃO (R-110 E R-120)

Os reatores R-110 e R-120 são reatores de leito empacotado e operam de maneira alternada, tendo em vista a necessidade de substituição de catalisador. Para o balanço de massa considera-se a conversão de 98,5 % de triglicerídeos em metil ésteres de ácidos graxos (FAME), sendo esta conversão determinada pelo artigo de Miladinovic *et al.* (2015). A equação 5 demonstra o cálculo necessário para obter-se o valor da conversão descrita por Miladinovic *et al.* (2015), considerando um tempo mínimo de 1 hora. Os cálculos para o balanço de massa do reator foram realizados a partir da equação 1. Abaixo demonstra-se o cálculo para a corrente de metanol. A tabela C4 apresenta os valores para as demais correntes.

$$\frac{dX}{d\tau} = k_m \frac{(1 - X)(c_{r0} + 3c_{a0}X)}{K + c_{a0}(1 - X)} \quad (5)$$

$$\text{Em que: } k_m = c_{b0}c_{ct}, K = K'c_{b0}c_{ct}$$

Onde, X é a conversão, c_{a0} é a concentração inicial de óleo blendado, c_{b0} é a concentração inicial de metanol, c_{r0} é a concentração inicial de biodiesel, c_{ct} é a concentração de catalisador no leito, $K' = 0.813 \text{ dm}^3/\text{mol}$

Tabela C4 - Balanço de Massa Reatores R-110 e R-120.

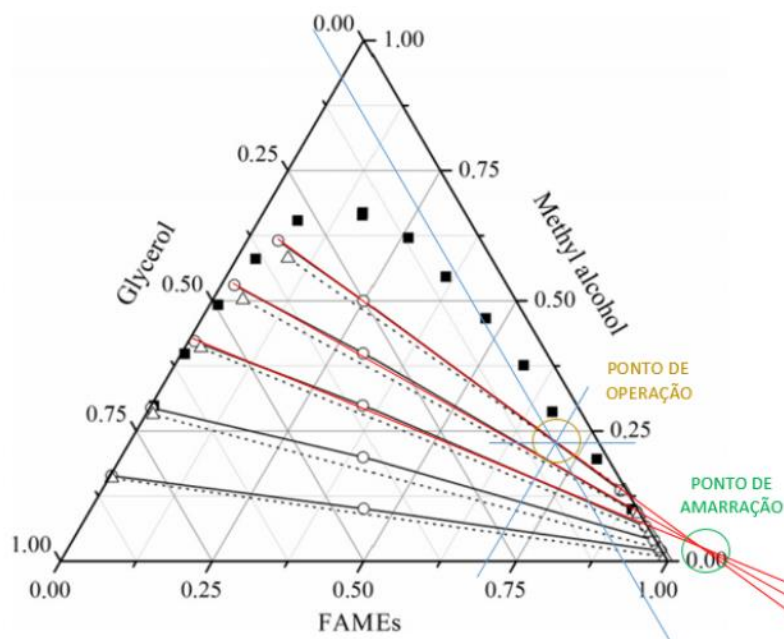
Componentes	Entrada(kg/h)	Entrada (%)	Saída(kg/h)	Saída (%)
Óleo blendado	30.000,00	69,52	450,00	1,04
Biodiesel	0,00	0,00	29.685,67	68,79
Glicerol	0,00	0,00	3.084,10	7,15
Metanol	13.072,47	30,29	9.853,38	22,83
Água	80,36	0,19	80,36	0,19
Total	43.152,84	100,00	43.153,52	100,00

Fonte: Autores (2021).

C1.5 DECANTADOR DE BIODIESEL GLICERINA (V-140)

No decantador V-140, a corrente proveniente dos reatores R-110 ou R-120 é separada em duas fases sendo elas denominadas: fase leve, com elevada concentração de FAME; e pesada, rica em glicerol. A partir do método gráfico aplicando a regra da alavanca (equação 5) em um diagrama ternário líquido-líquido entre FAME, metanol e glicerol (figura C1) foi possível estimar a composição e a massa de cada fase. O estudo de Esipovicha *et al.* (2018) foi utilizado como base para esta avaliação juntamente com a análise realizada por Beneti *et al.* (2014). Como coincidentemente a linha de operação analisada por este trabalho foi uma *tie-line* dos estudos de Esipovicha *et al.* (2018), utilizou-se os dados para fase leve da tabela 4 do artigo em questão (tabela C5). Para realização do método assume-se que o óleo blendado não reagido se encontra na fase de FAME e se comporta durante a separação líquido-líquido como este, sendo então proporcionalmente dividido entre as fases. Considera-se também que água presente não entra para o cálculo de divisão de fases, uma vez que os dados de equilíbrio não a consideram, assim a mesma é dividida proporcionalmente à vazão de metanol. Abaixo demonstram-se os cálculos para a corrente de glicerina e complementa-se a tabela C6, expondo os valores para as demais correntes.

Figura C1 – Resolução gráfica para o dimensionamento do decantador V-140.



Fonte: Adaptação de Esipovicha *et al.* (2018).

$$\%fase = \frac{\text{segmento da linha}}{\text{linha}} \quad (6)$$

Pela figura C1 e equação 6: Fase leve = Biodiesel=86%; Glicerol=0,97%; Metanol=13,03%.

Tabela C5 - Dados do equilíbrio líquido-líquido ternário entre FAME, metanol e glicerol. Temperatura de 333 K.

Fase rica em Biodiesel (% mássica)			Fase rica em glicerol (% mássica)		
Biodiesel	Metanol	Glicerol	Biodiesel	Metanol	Glicerol
92,95	7,19	0,25	1,07	42,73	57,91
89,98	9,42	0,43	2,20	52,99	45,03
86,02	13,21	0,97	4,39	60,90	33,75

Fonte: Adaptação de Esipovicha *et al.* (2018).

O método resultou em uma porcentagem de massa para a fase leve de 0,81 e de 0,19 para a fase pesada, assim a corrente da fase leve sai do decantador com um fluxo de massa de 34.841,64 kg/h como apresentado na Tabela C6.

Tabela C6 - Balanço de Massa para o decantador de biodiesel e glicerina (V-140).

Componente	Entrada (kg/h)	Entrada (%)	Saída Fase Pesada (kg/h)	Saída Fase Pesada (%)	Saída Fase Leve (kg/h)	Saída Fase Leve (%)
Óleo blendado	450,00	1,04	2,57	0,03	447,43	1,28
Biodiesel	29.685,67	68,79	169,30	2,04	29.516,37	84,72
Glicerol	3.084,10	7,15	2.746,14	33,04	337,96	0,97
Metanol	9.853,38	22,83	5.350,24	64,37	4.503,13	12,92
Água	80,36	0,19	43,64	0,52	36,73	0,11
Total	43.153,52	100,00	8.311,88	100,00	34.841,64	100,00

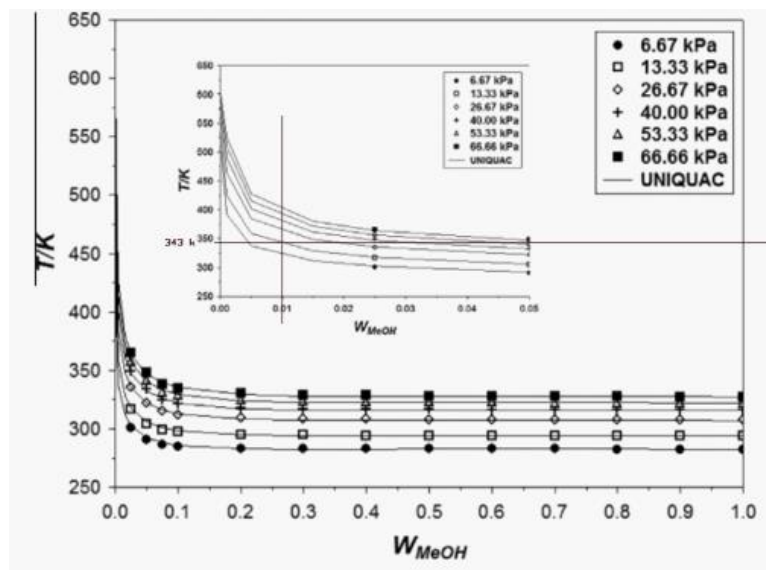
Fonte: Autores (2021).

C1.6 FLASH BIODIESEL (V-160)

O vaso *flash* do biodiesel recebe a corrente rica em biodiesel após a saída do decantador V-140, suas entradas e saídas estão descritas na tabela C8. A corrente da saída condição é composta de metanol anidro, contendo 0,5% de massa de umidade que retorna para os tanques de armazenamento de metanol. Para a temperatura de operação de 70 °C e pressão de 13,33 kPa, estas condições operacionais foram escolhidas para remoção de metanol anidro e a não remoção de água, para minimizar a quantidade de metanol a ser destinada para a área 500 de destilação. Considerou-se a figura C2 exposta por Veneral *et al.* (2013) para determinar a composição do líquido na saída do *flash*, além dos dados de equilíbrio líquido vapor do trabalho desenvolvido por Soujanya, J., Satyavathi, B., Vittal Prasad, T.E. (2009) (tabela C7), utilizando uma interpolação linear para obter o valor de composição do vapor.

A fase vapor do vaso V-160, conforme os dados de temperatura apresentados na tabela C7, sairá superaquecida, o que leva ao dimensionamento dos trocadores de calor de topo a serem capazes de resfriar e condensar esses vapores. Deste modo, a concentração final de metanol na corrente de vapor pode ser obtida por interpolação dos dados. Abaixo demonstra-se os cálculos para a corrente de metanol e complementa-se a tabela C8 expondo os demais valores para cada corrente.

Figura C2 - Dados de equilíbrio líquido-vapor para mistura FAME e metanol.



Fonte: Adaptação de Veneral *et al.* (2013)

Tabela C7 - Dados de equilíbrio líquido-vapor para mistura metanol-água (P=15,19 kPa).

x (metanol)	y (metanol)	Temperatura (K)
0	0	327,4
0,1	0,434	318,1
0,2	0,621	312,4
0,3	0,725	308,6
0,4	0,794	305,7
0,5	0,841	303,5
0,6	0,878	301,7
0,7	0,911	300,1
0,8	0,940	298,7
0,9	0,969	297,4
1	1	296,1

Fonte: Adaptação de Soujanya, Satyavathi e Vittal Prasad (2009).

Equação de Balanço de Massa do Equipamento

$$\dot{m}_{entrada} = \dot{m}_{fase\ vapor} + \dot{m}_{fase\ líquida} \quad (7)$$

Equação de Balanço de Massa do Componente

$$\dot{m}_{ME} = \dot{m}_{ME \text{ fase vapor}} + \dot{m}_{ME \text{ fase líquida}} \quad (8)$$

$$\dot{m}_{ME \text{ fase vapor}} = \dot{m}_{\text{fase vapor}} * \% m_{ME \text{ fase vapor}} \quad (9)$$

Pela figura C2: $\% m_{ME \text{ fase líquida}} = 1\%$

Pela tabela C7: $\% m_{ME \text{ fase vapor}} = 99,5\%$

Tabela C8 - Balanço de massa para o tanque flash (V-160).

	Entrada (kg/h)	Entrada (%)	Saída Fase Vapor (kg/h)	Saída Fase Vapor (%)	Saída Fase Líquida (kg/h)	Saída Fase líquida (%)
Óleo blendado	447,43	1,28	0,00063	0,00	447,43	1,46
Biodiesel	29.516,37	84,72	0,04218	0,00	29.516,33	96,38
Glicerol	337,96	0,97	0,00338	0,00	337,96	1,10
Metanol	4.503,14	12,92	4.196,90	99,50	306,24	1,00
Água	36,73	0,11	21,04	0,50	15,68	0,05
Total	34.841,64	100,00	4.217,99	100,00	30.623,65	100,00

Fonte: Autores (2021).

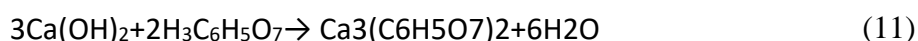
C1.7 BALANÇO DE MASSA REATOR DE LAVAGEM (R-210)

O vaso reator de lavagem do biodiesel recebe a corrente rica em biodiesel após o flasheamento de metanol no vaso V-160, com o balanço de massa descrito na tabela C9. No trabalho de Miladinovic *et al.* (2015) constata-se que há uma contaminação de 139 ppm de Óxido de Cálcio na corrente de biodiesel, desta maneira, utiliza-se a acidulação com ácido cítrico, recomendada por Zhu Huaping *et al.* (2006), para formação de citrato de cálcio, que é insolúvel em biodiesel e óleos.

Utiliza-se água de diluição e também de lavagem para a purificação da corrente de biodiesel em relação aos gliceróis. Deste modo, têm-se também como entrada as vazões de 10,367 kg/h de ácido cítrico, com 10% de excesso ao estequiométrico, conforme Zhu Huaping *et al.* (2006); e 2997,25 kg/h de água de diluição e lavagem, sendo equivalente aos 25% de diluição do ácido e à razão mássica de 1:10 em relação a corrente de biodiesel, conforme recomendado por Zhu Huaping *et al.* (2006).

Os cálculos para o balanço de massa do reator de lavagem foram realizados a partir da equação 1, para o cálculo considerou-se que o óxido de cálcio reage com o ácido cítrico formando um sal hidratado que precipita. Segundo Zhu Huaping *et al.* (2006), essa reação apresenta uma conversão de 96,23%. Abaixo demonstra-se os cálculos para a corrente de ácido cítrico e complementa-se a tabela C9 expondo os demais valores para cada corrente.

Reação de Precipitação Citrato de Cálcio



$$\dot{m}_{esteq.AC} = (Ceq_{CT}/Ceq_{AC}) * (\dot{m}_{CT}/mm_{CT}) * mm_{AC} \quad (12)$$

$$\dot{m}_{AC} = \dot{m}_{esteq.AC} * 1,10 \text{ [kg/h]} \quad (13)$$

Tabela C9 - Balanço de massa para o reator de lavagem (R-210).

Componentes	Entrada(kg/h)	Entrada (%)	Saída(kg/h)	Saída (%)
Óleo blendado	447,43	13,30	447,43	1,33
FAMEs	29.516,33	87,75	29.516,33	87,75
Glicerol	337,96	1,005	337,96	1,00
Metanol	306,244	0,910	306,24	0,91
CaO	4,13	0,012	0,16	0,00
Água	15,68	0,047	15,68	0,05
Ácido Cítrico	10,37	0,030	1,30	0,00
Citrato de Cálcio	0,00	0,00	11,77	0,03
Água de Diluição e Lavagem	2.997,25	0,089	2.998,47	8,91
Total	33.635,39	100,00	43.153,52	100,00

Fonte: Autores (2021).

C1.8 BALANÇO DE MASSA DECANTADOR DE BIODIESEL ÁGUA (V-240)

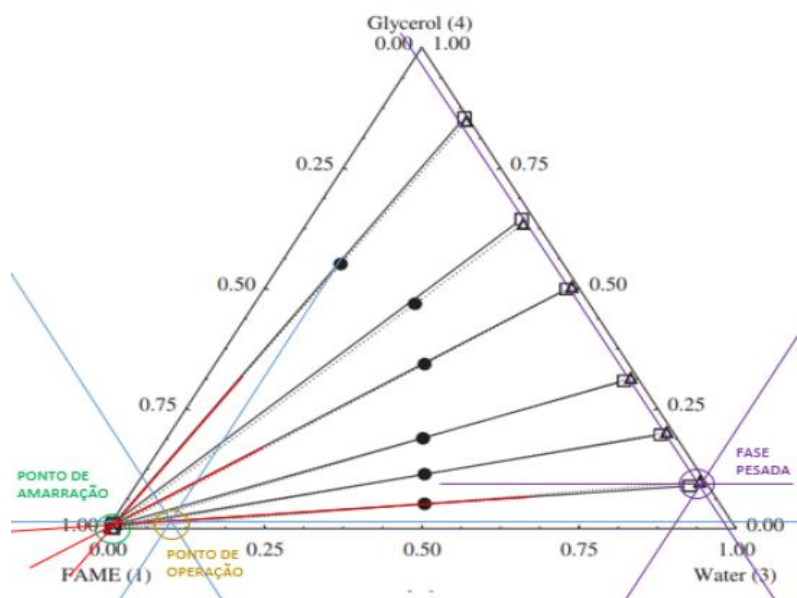
No decantador V-240, a corrente proveniente do reator R-210 é separada em duas fases, sendo elas denominadas: fase leve, com elevada concentração de FAME; e pesada, rica em água. A partir do método gráfico aplicando a regra da alavanca (equação 3) em um diagrama ternário líquido-líquido (figura C3) entre FAME, glicerol e água foi possível estimar a composição e a massa de cada fase. O estudo de Mazutti *et al.* (2013) foi utilizado como base

para esta avaliação juntamente com a análise realizada por Benetti *et al.* (2014). Como coincidentemente a linha de operação analisada por este trabalho foi uma *tie-line* dos estudos de Mazutti *et al.*, utilizou-se os dados para fase leve da tabela 14 do artigo em questão (tabela C10).

Para realização do método assume-se que o óleo blendado não reagido se comporta como o componente biodiesel durante a separação líquido-líquido, sendo então proporcionalmente dividido entre as fases. Considera-se também que o metanol não entra para o cálculo de divisão de fases, uma vez que os dados de equilíbrio não a consideram. Entretanto, considerou-se que o metanol presente se divide proporcionalmente aos dados obtidos pela tabela 11 de Mazutti *et al.* (2013) (tabela C11).

Citrato de cálcio e ácido cítrico foram considerados como componentes somente da fase pesada, enquanto que o óxido de cálcio não reagido no reator de lavagem está presente na fase leve. Abaixo demonstram-se os cálculos para a corrente de biodiesel e complementa-se a tabela C12 expondo os demais valores para cada corrente.

Figura C3 – Método gráfico para o dimensionamento do decantador (V-240).



Fonte: Adaptação de Mazutti *et al.* (2013).

O método da regra da alavanca resultou em uma razão de separação entre as fases de 0,900 para fase leve e de 0,099 para a fase pesada, aproximadamente.

Tabelas C10 - Dados do equilíbrio líquido-líquido ternário entre água, FAME e glicerol. Temperatura de 318 K.

Fase Leve			Fase Pesada		
Biodiesel	Água	Glicerol	Biodiesel	Água	Glicerol
98,81	0,46	0,73	2,90	88,21	8,89
99,17	0,42	0,41	2,17	78,28	19,55
98,55	0,73	0,72	2,44	66,88	30,68
98,83	0,40	0,77	2,04	48,15	49,81
98,40	0,39	1,21	1,94	33,75	64,31
98,84	0,34	0,81	1,51	15,47	83,03

Fonte: Adaptação de Mazutti *et al.* (2013).

Tabelas C11 - Dados do equilíbrio líquido-líquido ternário entre água, FAME e metanol. Temperatura de 318 K.

Fase Leve			Fase Pesada		
Biodiesel	Água	Metanol	Biodiesel	Água	Metanol
98,10	0,51	1,39	0,52	47,51	51,97
96,11	0,74	3,15	0,13	37,95	61,92
95,01	0,95	4,04	0,59	31,98	67,43
93,55	0,48	5,97	1,73	22,90	75,37
91,99	0,73	7,28	2,69	19,78	77,53
91,68	0,61	7,71	3,56	17,43	79,01

Fonte: Adaptação de Mazutti *et al.* (2013).

Pela regra da alavanca

$$\%fase_{pesada} = 9,948\%$$

Balanço para fase pesada considerada

$$\dot{m}_{total} = \dot{m}_{BD} + \dot{m}_{GL} + \dot{m}_{AG} \quad (14)$$

$$\dot{m}_{fase\ pesada} = \dot{m}_{total} * \%fase_{pesada} \quad (15)$$

Balanço de massa para o Biodiesel

Pela tabela C10: Fase Pesada = Biodiesel=2,9%; Glicerol=8,89%; Água=88,21%

$$\dot{m}_{BD \text{ fase pesada}} = 2,9 \% * \dot{m}_{\text{fase pesada}} \quad (16)$$

$$\dot{m}_{BD \text{ fase leve}} = \dot{m}_{BD \text{ entrada}} - \dot{m}_{BD \text{ fase pesada}} \quad (17)$$

Tabela C12 - Balanço de Massa Decantador Biodiesel Água, V-240.

Componentes	Entrada (kg/h)	Entrada (%)	Saída Fase Pesada (kg/h)	Saída Fase Pesada (%)	Saída Fase Leve (kg/h)	Saída Fase Leve (%)
Óleo blendado	447,43	1,33	446,017	1,47	1,42	0,04
Biodiesel	29.516,33	87,75	29.421,51	97,04	94,82	2,86
Glicerol	337,96	1,00	47,28	0,16	290,68	8,77
Metanol	306,23	0,91	275,61	0,91	30,62	0,92
CaO	0,16	0,00	0,16	0,00051	0,00	0,00
Água	3.014,16	8,96	129,88	0,43	2.884,27	87,01
Ácido Cítrico	1,30	0,00	0,00	0,00	1,30	0,04
Citrato de Cálcio	11,77	0,03	0,00	0,00	11,77	0,35
Total	33.635,34	100,00	30.320,45	100,00	3.314,88	100,00

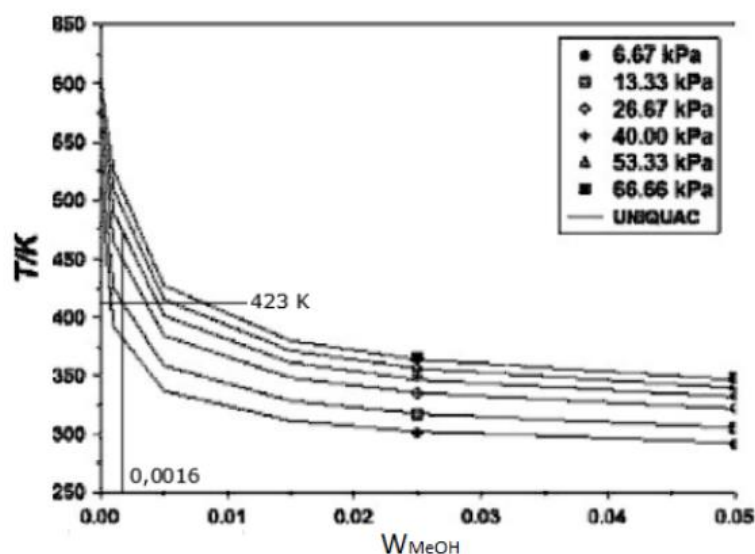
Fonte: Autores (2021).

C1.9 STRIPPER BIODIESEL (V-260)

O vaso stripper do biodiesel recebe a corrente rica em biodiesel após a saída da fase leve do vaso decantador V-240, com uma entrada de 30.320,45 kg/h de biodiesel, contendo óleo, glicerol, metanol e água. Tendo a saída da corrente de vapor com condição de metanol úmido, contendo umidade superior a 0,5%, tem-se um equivalente a 228,46 kg/h de metanol e 125,17 kg/h de água como corrente de vapor. Na corrente de líquido obteve-se a composição de saída, buscando-se a especificação da ANP.

Para a temperatura de operação de 150 °C e pressão de 13,33 kPa, condições de operação escolhidas para realizar a purificação segundo as demandas da especificação, considerou-se os dados de equilíbrio líquido vapor (figura C4) do trabalho desenvolvido por Veneral *et al.* (2013) para determinar a composição do líquido na saída do stripper de biodiesel. Abaixo demonstra-se os cálculos para a corrente de metanol e complementa-se a tabela C13 expondo os demais valores para cada corrente.

Figura C4 - Dados de equilíbrio líquido-vapor para mistura de FAME, metanol e água.



Fonte: Adaptação de Veneral *et al.* (2013).

Tabela C13 - Balanço de massa para o stripper de biodiesel (V-260).

	Entrada (kg/h)	Entrada (%)	Saída Fase Vapor (kg/h)	Saída Fase Vapor (%)	Saída Fase Líquida (kg/h)	Saída Fase líquida (%)
Óleo blendado	446,02	1,47	0	0,00	446,01	1,49
Biodiesel	29.421,51	97,04	0	0,00	29.421,51	98,18
Glicerol	47,28	0,16	0	0,00	47,28	0,16
Metanol	275,61	0,91	228,46	64,60	47,16	0,16
CaO	0,15	0,00	0	0,00	0,16	0,00
Água	129,88	0,43	125,17	35,40	4,72	0,02
Ácido Cítrico	0	0,00	0	0,00	0	0,00
Citrato de Cálcio	0	0,00	0	0,00	0	0,00
Total	30.320,45	100,00	353,62	100,00	29.966,83	100,00

Fonte: Autores (2021).

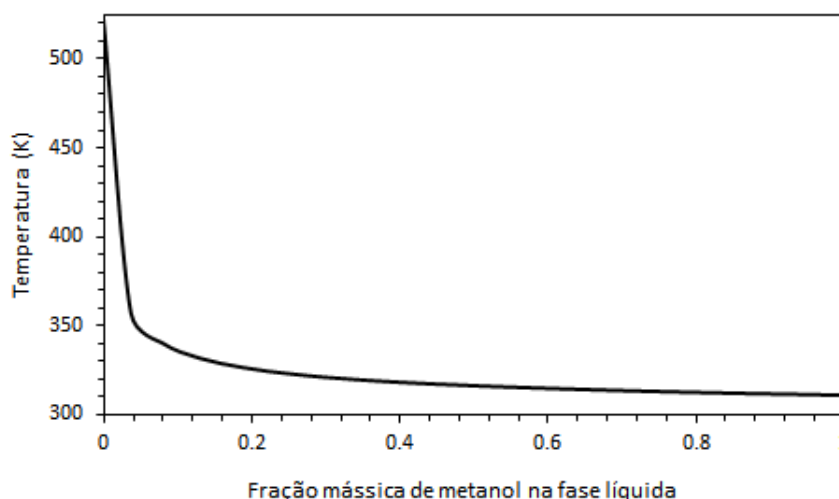
Desta forma, a vazão de biodiesel produzida pela BioFAMEs é de 29.966,83 kg/h respeitando a especificação da ANP para os parâmetros de umidade, metanol, sais e teor de ésteres. Estima-se, pela composição, que a densidade deste biocombustível, a 25 °C, é de 882,31 kg/m³, o que está também de acordo com a especificação da ANP, e resulta na produção de aproximadamente 815,14 m³/dia de biodiesel. Esta corrente, após resfriada, será armazenada

nos tanques TQ-BD-01, TQ-BD-02, TQ-BD-03 e TQ-BD-04, sendo vendida ao preço de R\$ 3,51 por quilograma.

C1.9 BALANÇO DE MASSA FLASH GLICERINA (V-360)

O tanque flash da glicerina recebe a corrente rica em glicerina após a saída do decantador V-140. Tendo a saída da corrente de vapor com condição de metanol seco, contendo 0,30% de umidade, equivalente a 5109,629683 kg/h de metanol e 15,37501409 kg/h de água, na corrente de vapor. Para a temperatura de operação de 68 °C e pressão de 32,02 kPa, considerou-se os dados de equilíbrio líquido vapor de Soujanya, Satyavathi e Vittal Prasad (2009) tanto para a definição da fase líquida, elaborando-se o gráfico apresentado na figura C5, quanto para a fase vapor (tabela 14). Estas condições operacionais foram escolhidas para remoção de metanol anidro e a não remoção de grande quantidade de água, para minimizar a quantidade de metanol a ser destinada para a área 500 de destilação. Abaixo demonstra-se os cálculos para a corrente de metanol e complementa-se a Tabela C15 expondo os demais valores para cada corrente.

Figura C5 - Dados de equilíbrio líquido-vapor para mistura de metanol e glicerina.



Fonte: Adaptação de Soujanya, Satyavathi, Vittal Prasad (2009).

Tabela C14 - Dados de Equilíbrio Líquido Vapor para mistura metanol-água (P=29,38 kPa).

x (metanol)	y (metanol)	Temperatura (K)
0,0	0,00	341,8
0,1	0,48	329,5
0,2	0,63	324,0
0,3	0,71	320,8
0,4	0,77	318,4
0,5	0,81	316,5
0,6	0,85	314,9
0,7	0,89	313,3
0,8	0,92	311,9
0,9	0,96	310,5
1,0	1,00	309,2

Fonte: Adaptação de Soujanya, Satyavathi, Vittal Prasad (2009).

Balço de Massa do Equipamento

Pela figura C5: % $m_{me\ fase\ líquida}$ = 7,55%

Pela tabela C14: % $m_{me\ fase\ vapor}$ = 99,7%

Tabela C15 - Balço de massa para tanque flash de glicerina, V-160.

Componentes	Entrada (kg/h)	Entrada (%)	Saída Fase Vapor (kg/h)	Saída Fase Vapor (%)	Saída Fase Líquido (kg/h)	Saída Fase Líquido (%)
Óleo blendado	2,57	0,03	0	0,00	2,57	0,08
Biodiesel	169,30	2,04	0	0,00	169,30	5,31
Glicerol	2.746,14	33,04	0	0,00	2.746,14	86,17
Metanol	5.350,24	64,37	5.109,63	99,70	240,61	7,55
Água	43,64	0,52	15,38	0,30	28,26	0,89
Total	8.311,88	100,00	5.125,00	100,00	3.186,88	100,00

Fonte: Autores (2021).

C1.10 STRIPPER GLICERINA (V-361)

O vaso stripper da glicerina recebe a corrente rica em glicerol após a saída da fase líquida do vaso flash da glicerina seca (V-360). Tendo a saída da corrente de vapor com condição de metanol úmido, contendo umidade superior a 0,5%, tem-se um equivalente a 211,6837 kg/h de metanol e 6,465 kg/h de água como corrente de vapor, além de um arraste de uma pequena porcentagem de glicerol e biodiesel, conforme dados obtidos por simulação. Para a temperatura de operação de 130 °C e pressão de 32,02 kPa, considerou-se os dados de equilíbrio líquido vapor (figura C5 e tabela C16) do trabalho desenvolvido por Soujanya, Satyavathi e Vittal Prasad (2009) para determinar a composição do líquido na saída do stripper de glicerina. Estas condições operacionais foram definidas através da pressão de vácuo disposta para o sistema de purificação da glicerina. Abaixo demonstra-se os cálculos para a corrente de metanol e complementa-se a tabela C17 expondo os demais valores para cada corrente. As massas consideradas os cálculos da fase líquida foram os dados de entrada dos componentes glicerol e metanol, já para a fase vapor, metanol e água.

Tabela C16 - Dados de Equilíbrio Líquido Vapor para mistura glicerol e metanol (P = 32,02 kPa).

x (metanol)	y (metanol)	Temperatura (K)
0,0	0,0000	521,8
0,1	0,9998	356,9
0,2	0,9999	340,3
0,3	0,9999	331,9
0,4	0,9999	326,6
0,5	0,9999	322,8
0,6	0,9999	319,8
0,7	0,9999	317,4
0,8	1,0000	315,2
0,9	1,0000	313,1
1,0	1,0000	311,0

Fonte: Adaptação de Soujanya, Satyavathi e Vittal Prasad (2009).

Tabela C17 - Balanço de massa para o stripper de glicerina (V-361).

	Entrada (kg/h)	Entrada (%)	Saída Fase Vapor (kg/h)	Saída Fase Vapor (%)	Saída Fase Líquida (kg/h)	Saída Fase líquida (%)
Óleo blendado	2,57	0,08	0	0,00	2,57	0,09
Biodiesel	169,30	5,31	0,03	0,01	169,27	5,70
Glicerol	2.746,14	86,17	0,6	0,27	2.745,54	92,50
Metanol	240,61	7,55	211,68	96,76	28,93	0,97
Água	28,26	0,89	6,465	2,96	21,80	0,73
Total	3.186,88	100,00	218,78	100,00	2.968,10	100,00

Fonte: Autores (2021).

Desta forma, a vazão de glicerina produzida pela BioFAMEs é de 2.968,10 kg/h contendo uma umidade de 0,73% e parcela de 5,7% de biodiesel. Esta será armazenada nos tanques TQ-GL-01 e TQ-GL-02, sendo vendida ao preço de R\$ 2,33 por quilograma.

C1.11 COLUNA DE METANOL

A coluna retificadora de metanol recebe a corrente rica em metanol e água proveniente do vaso de metanol úmido V-502, que armazena as correntes dos separadores V-360 e V-361. Para a realização do balanço adotou-se como condições de fundo uma contaminação de 0,50% de metanol, para a temperatura de operação de 95 °C e pressão de 95,3 kPa, considerou-se os dados de equilíbrio líquido vapor (tabela C18) do trabalho desenvolvido por Soujanya, Satyavathi e Vittal Prasad (2009) para determinar a composição do líquido na saída da coluna de metanol. A especificação de topo foi definida a pureza de 99,90% de metanol, visando a recuperação de metanol com umidade baixa, com pouca interferência na umidade de entrada da planta, quando reprocessado. A equação de balanço (equação 12) podem ser observadas no texto em sequência e seus resultados são expostos na Tabela C19.

Tabela C18 - Dados de Equilíbrio Líquido Vapor para mistura metanol-água (P=95,3 kPa).

(continua)

x (metanol)	y (metanol)	Temperatura (K)
0,0	0	371,5
0,1	0,3818	361,2

Tabela C18 - Dados de Equilíbrio Líquido Vapor para mistura metanol-água (P=95,3 kPa).

(conclusão)		
x (metanol)	y (metanol)	Temperatura (K)
0,2	0,5664	354,9
0,3	0,6755	350,4
0,4	0,7489	347,1
0,5	0,8033	344,6
0,6	0,8474	342,5
0,7	0,8859	340,7
0,8	0,9223	339,1
0,9	0,9594	337,6
1,0	1	336,1

Fonte: Adaptação de Soujanya, Satyavathi, Vittal Prasad (2009).

Tabela C19 - Balanço de massa para a coluna de retificação de metanol (V-560)

	Entrada (kg/h)	Entrada (%)	Saída Fase Vapor (kg/h)	Saída Fase Vapor (%)	Saída Fase Líquida (kg/h)	Saída Fase Líquida (%)
Óleo blendado	0,00	0,00%	0,00	0,00%	0,00	0,00%
Biodiesel	0,03	0,01%	0,00	0,00%	0,03	0,02%
Glicerol	0,60	0,10%	0,00	0,00%	0,6	0,45%
Metanol	440,14	76,89%	439,48	99,90%	0,66	0,50%
Água	131,63	23,00%	0,44	0,10%	131,19	99,03%
Total	572,40	100,00%	439,92	100,00%	132,48	100,00%

Fonte: Autores (2021).

Desta forma, a vazão de metanol anidro recuperado para o processo de transesterificação da BioFAMEs é de 439,92 kg/h. Este será armazenado nos tanques TQ-ME-01, TQ-ME-02, TQ-ME-03, TQ-ME-04. A corrente de 132,48 kg/h de água residual seguirá para o tanque de absorvedor de água, do qual é destinada para reprocesso ou parte para estação de tratamento de efluentes.

C2 DIMENSIONAMENTO

Neste capítulo é apresentado os cálculos e conceitos utilizados para o dimensionamento dos equipamentos do processo da BioFAMES. Calculos esses baseados em equações teóricas, de acordo com a literatura, mas também comprovadas por simulação.

C2.1 DIMENSIONAMENTO DOS REATORES (R-110 E R-120)

Foi considerado para o cálculo do reator o valor da *Weight hourly space velocity* (WHSV), descrito no artigo de Miladinovic *et al.*, de 0,376 kg de alimentação por quilograma de catalisador por hora, o que determinou a massa de óxido de cálcio necessária para a reação (114.768 kg de catalisador). Considerando um fator máximo teórico de empacotamento de 74%, portanto um fator de vazio de 26%, e densidade do óxido de cálcio de 3.340 kg/m³ obteve-se o volume do leito do reator de 46,4348 m³. Desta forma, foi avaliado para os possíveis diâmetros e alturas do reator, buscando proporções adequadas de altura, segundo Towler e Sinnott (2013), e baixa perda de carga do sistema. Adotou-se o diâmetro de 2,5 m e a altura de 9,46 m, a qual resulta em uma proporção de 3,8:1 de altura por diâmetro. Para o cálculo da perda de carga foi utilizado a equação de Ergun, descrita na equação 18.

$$\frac{-\Delta P}{L} = 150 \frac{\mu v (1 - \phi)^2}{d_p^2 \phi^3} + 1,75 \frac{\rho_l v^2 (1 - \phi)}{d_p \phi^3} \quad (18)$$

Em que: ΔP é a perda de carga no leito em Pa, d_p é o diâmetro da partícula em metros, v é a velocidade superficial em m/s, ρ_l é a densidade do líquido em kg/m³ e ϕ é o fator de vazio do leito.

Considerando o diâmetro das partículas de catalisador de 2 mm, que a viscosidade estimada para a mistura foi de 0,0004536 Pa.s e que para um diâmetro de 2,5 m a velocidade superficial do líquido é de 0,0029 m/s obteve-se uma perda de carga de 1,7048x10⁴ Pa.

C2.2 DIMENSIONAMENTO DOS DECANTADORES V-140 E V-240

Para o dimensionamento dos decantadores utilizou-se a equação 19, proposta por Aerstin *et al.* (1978), a qual define que o tempo de residência (T_{res}) em horas para a separação de duas fases por diferença de densidades é proporcional à viscosidade da fase contínua μ , em

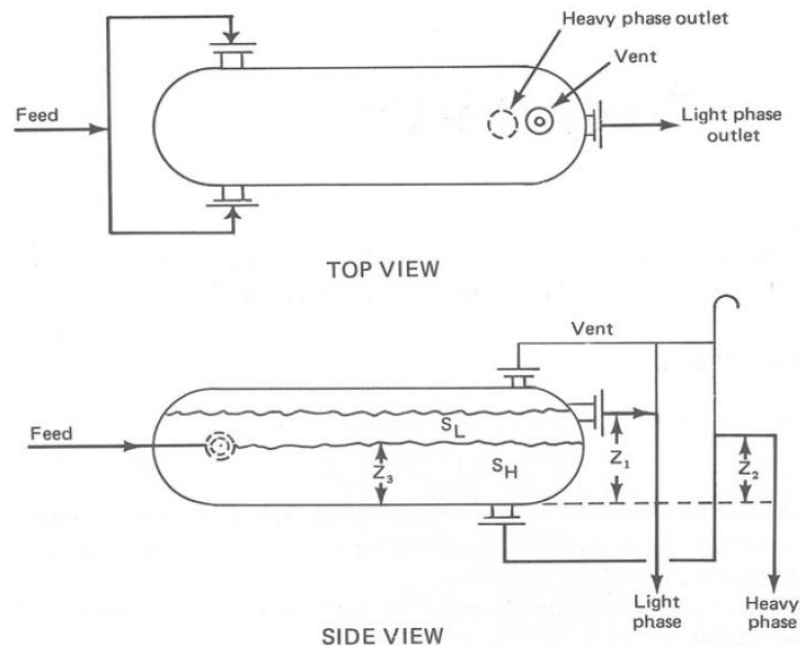
cP, e a gravidade específica S de cada fase, sendo o subíndice “h” para a fase pesada e “l” para a fase leve.

$$T_{res} = 0,1(\mu/(S_h - S_l)) \quad (19)$$

Desta forma, é necessária a construção de um decantador com volume capaz de reter a vazão de de entrada em no mínimo T_{res} horas. Calcula-se o volume do decantador pela equação 20. Construtivamente os decantadores apresentam dimensões “Z1”, “Z2” e “Z3”, conforme a equação 21, em que “Z1” é a altura mínima do bocal de saída da fase leve, “Z3” é o nível da interface de separação, definida geralmente pela posição do bocal de alimentação (usualmente posicionado na mediana da altura), e “Z2” a altura máxima da fase pesada capaz de manter a separação das fases (figura C6).

Segundo Aerstin *et al.* (1978), as dimensões de um decantador horizontal devem seguir a proporção de 3-5:1 de comprimento em relação ao diâmetro. Apresenta-se o resultado do dimensionamento dos decantadores V-140 e V-240, na tabela C20. Por questões de segurança de processo definiu-se que um excesso de volume de no mínimo 25%, elencando-se dimensões compatíveis com o mercado.

Figura C6 - Dimensionamento construtivo Decantadores



Fonte: Aerstin *et al.* (1978).

$$Volume_{decantador} = VazãoVolumétrica_{alimentação} * Tempo_{residência} \quad (20)$$

$$Z_2 = (h_l + Z_1 - Z_3) * S_l/S_h + Z_3 - h_h \quad (21)$$

Tabela C20 - Dimensões características dos decantadores V-140 e V-240.

Tag	Tempo Residência (h)	Volume Mínimo (m ³)	Excesso de Volume (%)	Volume Dimensionado (m ³)	Diâmetro (m)	Altura (m)
V-140	1,688	83,0159	32,5	110	3,6	10,8
V-240	0,805	30,2799	32,1	40	2,6	7,1

Fonte: Autores (2021).

Considerou-se que a mistura é uma solução ideal para fins de cálculo da densidade e viscosidade da alimentação, permitindo utilizar a média ponderada do valor da propriedade da substância com a fração mássica obtida pelo balanço de massa. Assim, para o Decantador V-140, obteve-se os valores de 0,8012 de viscosidade em cP e as gravidades específicas de 0,9158 e 0,8683, respectivamente para as fases pesada e leve. A densidade da mistura da fase contínua foi considerada de 877,4841 kg/m³ e a alimentação é de 43.153,52 kg/h, o que resulta num volume mínimo de 83,0158 m³, considerado 25% em excesso tem-se um resultado de 103,7698 m³. Adotou-se um volume de 110 m³, o qual resulta em dimensões comerciais. Como a proporção adotada de comprimento para diâmetro foi de 3:1, tem-se 3,6 m de comprimento e 10,80 m de diâmetro.

Para o Decantador V-240, obteve-se os valores de 1,03073 de viscosidade em cP e as gravidades específicas de 1,0098 e 0,8818, respectivamente para as fases pesada e leve. A densidade da mistura da fase contínua foi considerada de 894,3923 kg/m³ e a alimentação é de 33635,338 kg/h, o que resulta num volume mínimo de 30,28 m³, considerado 25% em excesso tem-se um resultado de 37,8499377 m³. Adotou-se um volume de 40 m³ o qual resulta em dimensões comerciais. Como a proporção adotada de comprimento para diâmetro foi de 3:1, tem-se 2,6 m de comprimento e 7,10 m de diâmetro.

C2.3 DIMENSIONAMENTO FLASH DA GLICERINA (V-360) E FLASH DO BIODIESEL (V-260)

Para o dimensionamento dos vasos flashes, tanto de glicerina, quanto de biodiesel foi utilizado a equação 22, desenvolvida por Towler e Sinnott (2013).

$$D_m = \sqrt{\frac{4V_v}{\pi u_s}} \quad (22)$$

Em que D_m é o diâmetro mínimo para um tanque flash vertical, V_v é a vazão volumétrica do vapor e u_s é a velocidade de assentamento, sendo obtida pela equação 18.

$$u_s = 0.07 \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v}} \quad (23)$$

Em que ρ é a densidade da fase, sendo o sub-índice l e v respectivamente para líquido e vapor.

Para ambos os casos dos tanques flash de glicerina e de biodiesel foi considerado a solução ideal para calcular as densidades das fases, resultando para o flash da glicerina em: 1217,8091 kg/m³ para a fase líquida e 1,4002 kg/m³ para o vapor de metanol seco; e de 782,61 kg/m³ para a fase líquida e 1,1145 kg/m³ para o metanol seco, no caso do flash do biodiesel.

A tabela C21 apresenta os valores de velocidade vazão e dimensionamento para os vasos separadores de glicerol e biodiesel.

Tabela C21 - Dimensionamento tanques flash.

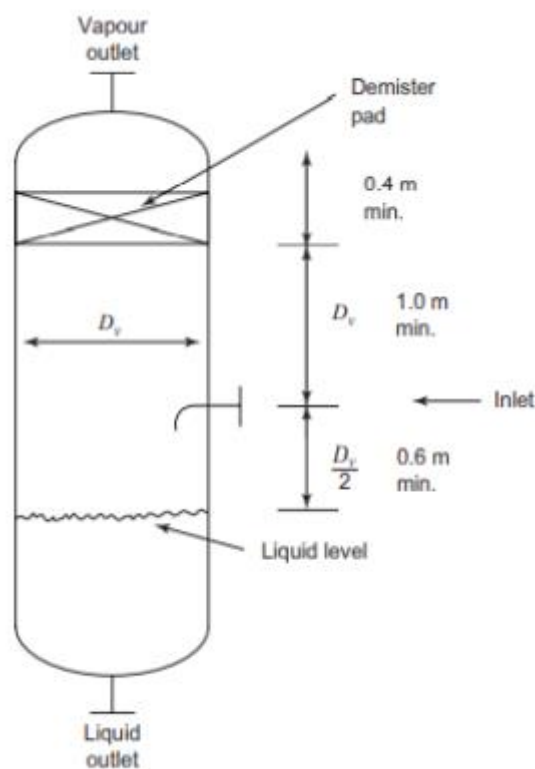
Propriedade	V-360	V-160
Velocidade de assentamento (m/s)	2,060	1,850
Velocidade de assentamento com demister pad (m/s)	0,310	0,280
Vazão volumétrica do vapor (m ³ /s)	1,020	1,050
Vazão volumétrica do líquido (m ³ /s)	0,002	0,003
Diâmetro mínimo (m)	2,050	2,190
Altura (m)	3,800	4,110

Fonte: Autores (2021).

Para o dimensionamento da altura de líquido é considerado um tempo de residência de 10 min. A figura C7 apresenta como deve ser o dimensionamento da altura para a fase vapor e

a altura do líquido, sendo que a tabela C22 o dimensionamento para os flash's de glicerol e biodiesel.

Figura C7 - Dimensionamento da altura tanque flash.



Fonte: Towler e Sinnott (2013).

Tabela C22 - Dimensões de altura para os tanques flash.

	Glicerina	Biodiesel
Altura do demister pad	0,4 m	0,4 m
Altura acima da entrada	2,05 m	2,19 m
Altura abaixo entrada	1,02 m	1,10 m
Altura para fase líquida	0,34 m	0,42 m

Fonte: Autores (2021).

C2.4 DIMENSIONAMENTO STRIPER'S V-260 E V-361.

Para determinar o número mínimo de estágios teóricos das torres para remoção de metanol úmido, para ambos os casos da corrente de biodiesel e glicerina foi feito o uso de simulação. Desta forma, para as alcançar as vazões determinadas no balanço de massa,

considerando uma entrada biodiesel com frações molares de 68% de biodiesel, 30% de metanol e 2% de água e as condições operacionais de 13,33 kPa e 140 °C de temperatura de fundo. Obteve-se aproximadamente as concentrações de topo e de fundo com a utilização de 2,52 estágios teóricos, sendo, portanto, adotado o número de 3 estágios teóricos.

Para o *stripper* da glicerina, considerou-se a alimentação de uma corrente contendo 12,16% de metanol, 86,56% de glicerina e 1,28 % de água, com condições operacionais de 32,02 kPa e 150 °C de temperatura de fundo. Obtendo concentrações de topo e fundo, equivalentes ao balanço de massa, com a utilização de 2,26 estágios teóricos, sendo, então, também adotados 3 estágios teóricos.

Para o biodiesel considerou-se um tempo de residência na coluna de 21 min, recomendado por Towler e Sinnott (2013) e 55 min, para a coluna de glicerina. Desta forma obtém-se um volume de 12,27 m³ e 2,65 m³, respectivamente para a coluna do biodiesel e da glicerina. Os diâmetros foram obtidos por simulação, a qual leva em conta a velocidade dos vapores dentro da coluna e a recomendação do fabricante para recheios. Ambas colunas foram dimensionadas para utilizar o recheio estruturado Mellapak 250 X fornecido pela Sulzer.

C2.5 DIMENSIONAMENTO COLUNA DE DESTILAÇÃO DE METANOL.

A determinação do número de estágios teóricos foi a partir do método de McCabe-Thiele, segundo os dados de equilíbrio de Soujanya, Satyavathi e Vittal Prasad (2009). Utilizou-se uma linha de alimentação com “q” igual a 1, obtendo 7 estágios no enriquecimento e 4 estágios no esgotamento, totalizando 11 estágios, considerando uma taxa de refluxo de 2,5.

Adotou-se também a simulação para comprovação dos resultados obtidos pelo método teórico. Desta forma, considerou-se a alimentação de uma corrente contendo 76,89% de metanol, 23% água, 0,1% de glicerina e 0,01% biodiesel, com condições operacionais de 95,3 kPa e 95 °C de temperatura de fundo.

Obteve-se a especificação de topo e fundo, conforme apresentado no balanço de massa, com uma coluna com 11,6 estágios teóricos. A coluna de metanol foi dimensionada para utilizar o recheio estruturado Mellapak 250 X fornecido pela Sulzer.

Optou-se por um dimensionamento teórico, dimensionando o diâmetro da coluna por método gráfico, de acordo com a figura C8, fornecido pela Sulzer. Para uma coluna com diâmetro de 32 polegadas, calcula-se o fator F (calculado a partir da velocidade dos vapores na coluna) de 3,7 Pa^{1/2}, o qual de acordo com a figura C8 equivale a uma *Height equivalent theoretical plate* (HETP) de 0,7 m, portanto a altura da coluna pode ser obtida pela equação 24.

Figura C8: Informações técnicas recheio Mellapak 250 X Sulzer

Mellapak 250.Y/X

A highly versatile packing type



Mellapak is the most widely used structured packing worldwide. It has proven excellent performance in columns with diameters up to 15m. It is supplied in sheet metal thicknesses from 0.1 mm up.

Special features

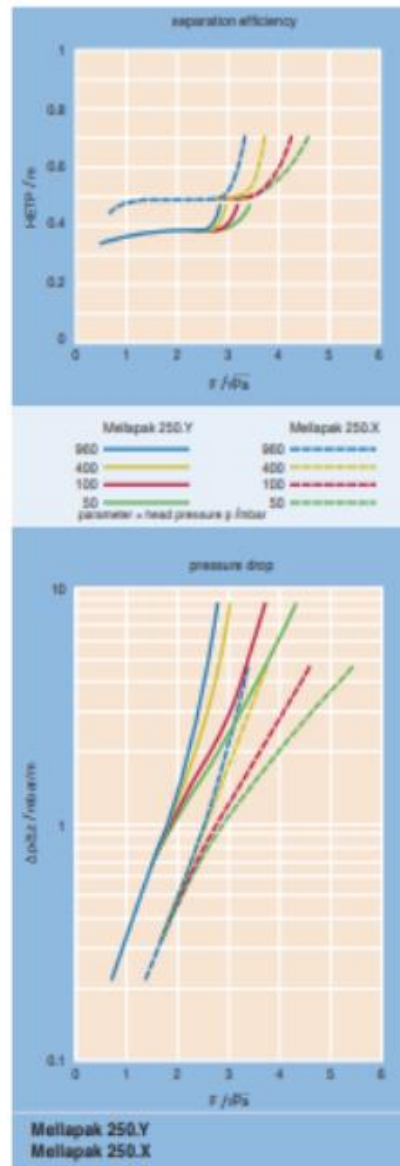
- Pressure drop per theoretical stage 0.3-1.0mbar
- Pressure drop at 70-80% flooding about 2 mbar/m
- Minimum liquid load approx. 0.2m³/m²h
- Maximum liquid load up to more than 200m³/m²h (typically in desorption columns)

Preferred applications

- Vacuum to moderate pressure
- High pressure in selected applications
- Increasing capacity of existing tray and packed columns

Typical applications

- Chemical industry: Ethylbenzene/styrene, tall oil, cyclohexanone/-ol, air separation
- Petrochemical industry: Quench columns, C₂- and C₄-splitters, xylene splitters
- Refineries: Vacuum and atmospheric columns
- Absorption: Natural gas drying, CO₂- and H₂S-absorbers and strippers, ethyleneoxide absorbers and strippers, acrylonitrile absorbers



Fonte: Catálogo Sulzer

$$Z = N * HETP \quad (24)$$

Em que N é o número de pratos teóricos e Z é a altura da torre. Desta forma obtém-se uma coluna de destilação com 7,7 m de altura.

C2.6 DIÂMETRO DE TUBULAÇÕES DE PROCESSO

O método adotado para determinação do diâmetro das tubulações de processo foi o método sugerido por Macintyre (2012), no qual, a partir da vazão necessária no trecho, utilizando uma velocidade máxima recomendada de 2 m/s (para líquidos), 30 m/s (para vapores) ou 0,5 (para sólidos), é possível obter a área e o diâmetro necessário para tal. Com base nesse valor são selecionados os diâmetros comerciais mais próximos e recalculada a velocidade de escoamento na tubulação.

Visando um design para futuras ampliações de capacidade produtiva padronizou-se os cálculos para tubulações de líquidos em velocidades de 1 m/s, para diâmetros inferiores a 8 polegadas, e 2 m/s, para diâmetros acima de 8 polegadas; para tubulações de vapores em velocidades de 15 m/s; 0,5 m/s para líquidos em escoamento por gravidade, como tubulações de transbordo; além de, 0,2 m/s para escoamento de sólidos.

A tabela C23, demonstra os resultados obtidos no dimensionamento das tubulações da BioFames e a tabela C24 o resultado da seleção dos diâmetros comerciais e as velocidades.

Tabela C23 - Diâmetros calculados para as tubulações de processo.

(continua)

Trecho		Fluido	Vazão	Velocidade Recomendada	Diâmetro Calculado
De:	Para:		(m ³ /h)	(m/s)	(in)
P-481	V-101	Óleo Neutro	16,48	1	3,006
P-482	F-400 / V-101	Gordura Animal	16,93	1	3,046
V-101	P-770	Vapores	446,00	15	4,037
P-770	V-770	Vapores	446,00	15	4,037
P-771	E-770 / P-770	Água Processo	4,8	1	1,622
V-101 & P-101	SM-101	Óleo Blendado	33,41	1	4,279
P-483	SM-101	Metanol	17,46	1	3,094
SM-101	E-150 / R-110&R-120	Óleo Blendado	48,16	1	5,138
P-810	F-810 & F-820	Óxido de Cálcio	43,00	1	4,855
TP-101	R-110 & R-120	Óxido de Cálcio	11,45	0,2	5,603
P-484	P-201	Ácido Cítrico	0,01	1	0,083
T-570	R-210	Água	2,95	1	1,272
R-110 & R-120	V-140	Biodiesel	49,18	0,5	7,343

Tabela C23 - Diâmetros calculados para as tubulações de processo.

(continua)

Trecho		Fluido	Vazão	Velocidade Recomendada	Diâmetro Calculado
De:	Para:		(m ³ /h)	(m/s)	(in)
V-140	V-170	Biodiesel	40,12	0,5	6,633
V-170 & P-140	E-151 / V-160	Biodiesel	40,12	1	4,690
V-140 & P-141	E-350 / V-360	Glicerina	9,08	1	2,231
V-160 & P-160	FCV-160	Biodiesel	34,62	1	4,356
FCV-160	SM-210 / R210	Biodiesel	34,62	1	4,356
V-160	E-152 / E-153	Metanol	2882,69	15	10,264
E-152 & E-153	V-501	Metanol	5,62	1	1,756
V-360 & P-360	E-351 / V-361	Glicerina	2,69	1	1,215
V-360	E-352 / E-353	Metanol	3496,17	15	11,304
E-352 & E-353	V-501	Metanol	6,84	1	1,936
V-501 & P-501	TQ-ME-01	Metanol	12,46	1	2,614
R-210	V-240	Biodiesel	37,61	0,5	6,421
P-210	R-210	Biodiesel	15,00	1	2,868

Tabela C23 - Diâmetros calculados para as tubulações de processo.

(continua)

Trecho		Fluido	Vazão	Velocidade Recomendada	Diâmetro Calculado
De:	Para:		(m ³ /h)	(m/s)	(in)
V-240	T-270	Biodiesel	34,39	0,5	6,140
T-270 & P-140	T-271	Biodiesel	34,39	1	4,342
T-271 & P-271	E-250 / V-260	Biodiesel	34,39	1	4,342
V-240 & P-241	T-201	Água	3,28	1	1,341
V-260	P-260 & P-261	Biodiesel	33,96	1	4,315
V-260	E-252 & E-253	Metanol	358,98	15	3,622
E-252 & E-253	V-502	Metanol	0,42	1	0,481
V-502 & P-502	E-550 / V-560	Metanol	0,71	1	0,624
V-560	E-552 & E-553	Metanol	299,54	15	3,309
V-560	P-560 & P-561	Metanol	0,13	1	0,271
E-552 & E-553	V-503	Metanol	0,59	1	0,567
V-503 & P-504	V-560	Metanol	1,17	1	0,802
V-503 & P-503	TQ-ME-01 & V-502	Metanol	0,59	1	0,567

Tabela C23 - Diâmetros calculados para as tubulações de processo.

(conclusão)

Trecho		Fluido	Vazão	Velocidade Recomendada	Diâmetro Calculado
De:	Para:		(m ³ /h)	(m/s)	(in)
P-260	E-350 / E-351 / E-254 / TQ-BD-01&02	Biodiesel	33,96	1	4,315
V-361	P-361 & P-362	Glicerina	2,51	1	1,173
V-361	E-354 & E-355	Metanol	222,09	15	2,849
E-354 & E-355	V-502	Metanol	0,26	1	0,379

Fonte: Autores.

Tabela C24 - Diâmetros selecionados para as tubulações de processo.

(continua)

Trecho		Diâmetro Escolhido	Velocidade Calculada	Tag Adotado
De:	Para:	(in)	(m/s)	
P-481	V-101	3	1,00	3"-SS340L-ON-0002
P-482	F-400 / V-101	3	1,03	3"-SS340L-SB-0002
V-101	P-770	4	15,28	4"-CS150-VA-0001
P-770	V-770	4	15,28	4"-CS150-VA-0002
P-771	E-770 / P-770	1,5	1,17	1 1/2"-CS150-AP-001
V-101 & P-101	SM-101	4	1,14	4"-SS340L-OB-0001
P-483	SM-101	3	1,06	3"-SS340L-ME-0001
SM-101	E-150 / R-110&R-120	4	1,65	4"-SS340L-OB-0002
P-810	F-810 & F-820	4	1,47	4"-CS150-CT-0001
TP-101	R-110 & R-120	6	0,17	6"-CS150-CT-0001

Tabela C24 - Diâmetros selecionados para as tubulações de processo.

(continua)

Trecho		Diâmetro Escolhido	Velocidade Calculada	Tag Adotado
De:	Para:	(in)	(m/s)	
P-484	P-201	0,5	0,03	1/2"-CSPTFE-AC-001
T-570	R-210	1	1,62	1"-CS150-AP-0003
R-110 & R-120	V-140	8	0,42	8"-SS340L-BD-0001
V-140	V-170	6	0,61	6"-SS340L-BD-0001
V-170 & P-140	E-151 / V-160	4	1,37	4"-SS340L-BD-0001
V-140 & P-141	E-350 / V-360	2	1,24	2"-SS316L-GL-0001
V-160 & P-160	TCV-160	4	1,19	4"-SS340L-BD-0004
TCV-160	SM-210 / R-210	4	1,19	4"-CSPTFE-BD-0005
V-160	E-152 / E-153	10	15,80	10"-SS340L-ME-0001
E-152 & E-153	V-501	2	0,77	2"-SS340L-ME-0001

Tabela C24 - Diâmetros selecionados para as tubulações de processo.

(continua)

Trecho		Diâmetro Escolhido	Velocidade Calculada	Tag Adotado
De:	Para:	(in)	(m/s)	
R-210	V-240	6	0,57	6"-SS316L-BD-0006
P-210	R-210	3	0,91	3"-SS316L-BD-0013
V-240	T-270	6	0,52	6"-SS304L-BD-0007
T-270 & P-240	T-271	4	1,18	4"-SS304L-BD-0008
T-271 & P-271	E-250 / V-260	4	1,18	4"-SS304L-BD-0009
V-240 & P-241	T-201	1,5	0,80	1 1/2"-SS316L-AA-01
V-260	P-260 & P-261	4	1,16	4"-SS304L-BD-0010
V-260	E-252 & E-253	4	12,30	4"-SS340L-ME-0001
E-252 & E-253	V-502	0,5	0,93	1/2"-SS340L-ME-001
V-502 & P-502	E-550 / V-560	0,5	1,56	1/2"-SS340L-ME-005

Tabela C24 - Diâmetros selecionados para as tubulações de processo.

(conclusão)

Trecho		Diâmetro Escolhido	Velocidade Calculada	Tag Adotado
De:	Para:	(in)	(m/s)	
V-560	E-552 & E-553	3	18,25	3"-SS340L-ME-0006
V-560	P-560 & P-561	0,5	0,29	1/2"-SS340L-AP-001
E-552 & E-553	V-503	0,5	1,29	1/2"-SS340L-ME-007
V-503 & P-504	V-560	1	0,64	1"-SS340L-ME-0008
V-503 & P-503	TQ-ME-01 & V-502	0,5	1,29	1/2"-SS340L-ME-009
P-260	E-350 / E-351 / E-254 / TQ-BD-01&02	4	1,16	4"-SS304L-BD-0011
V-361	P-361 & P-362 e TQ-GL-01	1	1,38	1"-SS316L-GL-0003
V-361	E-354 & E-355	3	13,53	3"-SS340L-ME-0010
E-354 & E-355	V-502	0,5	0,57	1/2"-SS340L-ME-010

Fonte: Autores.

C2.7 PERDA DE CARGA NAS TUBULAÇÕES

A perda de carga nas tubulações de processo da planta de transesterificação da BioFames foi estimada através do somatório das perdas de carga distribuídas e localizadas, utilizando a equação de Darcy-Weisbach, determinando o fator de atrito (f), através da equação de Colebrook-White. Utilizou-se a metodologia de comprimento equivalente, para a compensação das perdas de carga referidas aos acessórios de tubulação, conforme apresentado por Macintyre (2012). Utilizou-se como rugosidade absoluta (ϵ) os valores de 0,045 mm para tubulações de aço carbono e 0,015 mm para tubulações de aço inoxidável.

$$J = \frac{\Delta P}{L} = \frac{f V^2}{D 2g} \quad (25)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left(\frac{\epsilon}{3,71D} + \frac{2,51}{Re \sqrt{f}} \right) \quad (26)$$

A tabela C25 expõem a perda de carga calculada, o comprimento e acessórios localizados para cada trecho de tubulação da planta.

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(continua)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
3''-SS340L-ON-0002	16,48	3	70	2 válvulas esfera 2 válvulas globo 5 curvas RL 90	128,8	2,2871
3''-SS340L-SB-0002	16,93	3	70	2 válvulas esfera 2 válvulas globo 5 curvas RL 90	128,2	2,077
4''-CS150-VA-0001	446,00	4	5,2	4 curvas RL 90	10,4	19,53
4''-CS150-VA-0002	446,00	4	3,1	2 curvas RL 90	5,7	10,70

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(continua)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
11/2''-CS150-AP-001	4,8	1,5	11,3	4 curvas RL 90 1 válvula de retenção 2 válvulas esfera	19,33	0,56
4''-SS340L-OB-0001	33,41	4	2	2 válvulas esfera 3 curvas RL 90	8,3	0,10
3''-SS340L-ME-0001	17,46	3	70	2 válvulas esfera 2 válvulas globo 1 válvula de retenção 5 curvas RL 90	138,925	0,64

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(continua)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
4"-SS340L-OB-0002	48,16	4	10	2 válvulas esfera 3 curvas RL 90	16,3	0,47
4"-CS150-CT-0001	43,00	4	-	-	-	-
6"-CS150-CT-0001	11,45	6	-	-	-	-
1/2"-CSPTFE-AC-001	0,01	0,5	22	6 curvas RL 90 3 válvulas esfera 1 válvulas de retenção	25,405	0,0013

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(continua)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
1"-CS150-AP-0003	2,95	1	70	8 curvas RL 90 3 válvulas esfera	73,3	7,42
8"-SS340L-BD-0001	49,18	8	9,5	2 válvulas esfera 3 curvas RL 90	21,5	0,0178
6"-SS340L-BD-0001	40,12	6	3,6	3 curvas RL 90	9,3	0,0194
4"-SS340L-BD-0001	40,12	4	10,5	2 válvulas esfera 1 válvula globo 2 curvas RL 90 1 válvula de retenção	63	0,89

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(continua)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
2"-SS316L-GL-0001	9,08	2	13	2 válvulas esfera 1 válvula globo 6 curvas RL 90 1 válvula de retenção	41,95	0,12
4"-SS340L-BD-0004	34,62	4	4,5	4 válvulas esfera 1 válvula de retenção 5 curvas RL 90	29,3	0,32
4"-CSPTFE-BD-0005	34,62	4	8	2 válvulas esfera	10,4	0,16

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(continua)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
10"-SS340L-ME-0001	2882,69	10	8,3	3 válvulas esfera 5 curvas RL 90	32,3	0,0016
2"-SS340L-ME-0001	5,62	2	7,2	5 curvas RL 90	10,2	0,079
2"-SS316L-GL-0002	2,69	1	15	8 curvas RL 90 4 válvulas esfera 1 válvula de retenção	28,95	0,30
10"-SS340L-ME-0002	3496,17	10	8,3	3 válvulas esfera 6 curvas RL 90	35,3	15,44

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(continua)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
2"-SS340L-ME-0002	6,84	2	5	3 curvas RL 90 2 válvulas esfera	23	0,14
2"-SS340L-ME-0003	12,46	2	76,3	10 curvas RL 90 3 válvulas esfera 1 válvula de retenção	90,85	2,96
6"-SS316L-BD-0006	37,61	6	6,2	5 curvas RL 90	19,5	0,036
3"-SS316L-BD-0013	15,00	3	2,90	4 curvas RL 90 2 válvulas esfera 1 válvula de retenção	18,825	0,167

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(continua)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
2"-SS340L-ME-0002	6,84	2	5	3 curvas RL 90 2 válvulas esfera	23	0,14
2"-SS340L-ME-0003	12,46	2	76,3	10 curvas RL 90 3 válvulas esfera 1 válvula de retenção	90,85	2,96
6"-SS316L-BD-0006	37,61	6	6,2	5 curvas RL 90	19,5	0,036
3"-SS316L-BD-0013	15,00	3	2,90	4 curvas RL 90 2 válvulas esfera 1 válvula de retenção	18,825	0,167

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(continua)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
6"-SS304L-BD-0007	34,39	6	2,8	5 curvas RL 90 2 válvulas esfera	15,9	0,011
4"-SS304L-BD-0008	34,39	4	6,7	6 curvas RL 90 2 válvulas esfera	16,9	0,084
4"-SS304L-BD-0009	34,39	4	7,6	4 válvulas esfera 1 válvula de retenção 10 curvas RL 90	38,9	0,42
11/2"-SS316L-AA-01	3,28	1,5	21,8	6 curvas RL 90 1 válvula de retenção 2 válvulas esfera	30,83	0,30

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(continua)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
4"-SS304L-BD-0010	33,96	4	1,7	3 curvas RL 90 1 válvula esfera 1 válvula de retenção	53,1	0,56
4"-SS340L-ME-0001	358,98	4	8,2	5 curvas RL 90 3 válvulas esfera	18,3	10,66
1/2"-SS340L-ME-001	0,42	0,5	3,1	3 curvas RL 90	3,7	0,075
1/2"-SS340L-ME-005	0,71	0,5	16,3	8 curvas RL 90 1 válvula de retenção 3 válvulas esfera	16,3	0,83

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(continua)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
3"-SS340L-ME-0006	299,54	3	8,6	2 curvas RL 90 3 válvulas esfera	16,3	15,82
1/2"-SS340L-AP-001	0,13	0,5	18,3	7 curvas RL 90 3 válvulas esfera 1 válvula de retenção	21,905	0,057
1/2"-SS340L-ME-007	0,59	0,5	5,3	5 curvas RL 90 4 válvulas esfera	6,9	0,254
1"-SS340L-ME-0008	1,17	1	10,2	8 curvas RL 90 1 válvula de retenção 4 válvulas esfera	17,675	0,21

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(continua)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
1/2"-SS340L-ME-009	0,59	0,5	70,3	9 curvas RL 90 3 válvulas esfera 1 válvula de retenção	74,305	2,73
4"-SS304L-BD-0011	33,96	4	92	15 curvas RL 90 1 válvula de retenção 8 válvulas esfera	134,6	1,42
1"-SS316L-GL-0003	2,51	1	70	10 curvas RL 90 3 válvulas esfera 1 válvula de retenção	77,275	13,99
3"-SS340L-ME-0010	222,09	3	8,7	3 curvas RL 90 3 válvulas esfera		

Tabela C25 - Dimensionamento de tubulação de processo do projeto BioFames.

(conclusão)

Tag Tubulação	Vazão (m ³ /h)	Diâm. (in)	Comprimento (m)	Acessórios	Comprimento Resultante (m)	Perda de Carga (m)
1/2"-SS340L-ME-010	0,26	0,5	3,2	5 curvas RL 90 2 válvulas esfera	4,5	0,039

Fonte: Autores.

C2.8 DIMENSIONAMENTO DE BOMBAS

Para o dimensionamento dos sistemas de bombeamentos da planta de transesterificação da BioFames utilizou-se a metodologia de Macintyre (2012), descrita a partir do somatório das perdas de carga distribuídas e localizadas. Assim é possível determinar a altura manométrica que precisa ser vencida pelo sistema de bombeamento pela equação abaixo.

$$P = P_{atm} + \rho * g * H \quad (27)$$

Em que P_{atm} é a pressão atmosférica (Pa), ρ é a densidade do fluido (kg/m^3), g é a aceleração da gravidade em m/s^2 e H é a altura manométrica (m). As propriedades de cada fluido estão expostas na tabela de dados de processo (Tabela C25).

Deste modo, de posse da perda de carga acumuladas por trecho de tubulação, conforme exposto na tabela A19 é possível realizar o dimensionamento das bombas necessárias para o recalque dos fluidos.

A partir da posse da altura manométrica e da pressão de recalque é possível selecionar a bomba de acordo com o catálogo do anexo J, catálogos de bombas KSB – MegaCPK - MegaFlow – MegaChem (centrífugas) – LLC (polpa), bomba OMEL-BLA (anel líquido), e bombas NETZSCH –NEMO (dosadoras helicoidais). Para a parte de motores, padronizou-se o fornecedor WEG, sendo então escolhido potências elétricas comerciais. As Tabelas C26 e C27 trazem as características das bombas necessárias em todo o site da BioFames.

Tabela C26 - Pressão e Vazão das bombas necessárias em todo o site da BioFames.

(continua)

Tag	Fluído	Vazão (m ³ /h)	Pressão Calculada (barg)
P-481	Óleo Neutro	16,53	5
P-482	Gordura Animal	16,53	5
P-101	Óleo Blendado	33,06	4
P-483	Metanol	16,62	8
P-810	Catalisador + óleo	43	8
P-140	Biodiesel	41,64	5
P-141	Glicerina	9,6	5
P-160	Biodiesel	36,17	4
P-501	Metanol	12,46	10
P-770	Bomba de Vácuo	446,18	0,1333
P-771	Água de Serviço	4,8	15
P-240	Biodiesel	35,19	5
P-271	Biodiesel	35,19	5

Tabela C26 - Pressão e Vazão das bombas necessárias em todo o site da BioFames.

(conclusão)

Tag	Fluído	Vazão (m3/h)	Pressão Calculada (barg)
P-201	Ácido Cítrico	1	6
P-484	Ácido Cítrico	1	4
P-210	Biodiesel	15	4
P-241	Água Ácida	3,28	5
P-260	Biodiesel	33,96	5
P-261	Biodiesel	100	5
P-396	Glicerina	2,69	4
P-361	Glicerina	2,69	4
P-362	Glicerina	2,69	4
P-502	Metanol	0,9	7
P-551	Metanol	1,5	5
P-552	Metanol	1,5	5
P-560	Água	1,5	5

Fonte: Autores.

Tabela C27 - Modelos e características bombas necessárias em todo o site da BioFames.®.

(continua)

Tag	TIPO	Modelo Escolhido	Rotor (mm)	Head (m)	Motor (rpm)	MOTOR WEG (cv)
P-481	MEGACPK	080-050-315	303	47	1750	7,5
P-482	MEGACPK	080-050-315	303	47	1750	7,5
P-101	MEGACPK	080-050-315	303	45,8	1750	10,0
P-483	MEGACPK	080-050-250	220	92	3500	25,0
P-810	LCC-M	080-300	310	93	2500	40,0
P-140	MEGACPK	080-050-200	180	65	3500	20,0
P-141	MEGACPK	065-040-315	318	52	1750	7,5
P-160	MEGACPK	080-050-315	303	45,8	1750	10,0
P-501	MEGACPK	065-040-315	280	155	3500	40,0
P-770	OMEL	250/160-80	2 ESTÁGIOS	100 mBAR (a)	1750	25,0
P-771	MEGACHEM	032-200.1	186	16,3	1750	2,0
P-240	MEGACPK	080-050-315	303	45,8	1750	12,5
P-271	MEGACPK	080-050-315	303	45,8	1750	12,5
P-201	NETZSCH	NM038BY02S12B	---	80	1750	1,4

Tabela C27 - Modelos e características bombas necessárias em todo o site da BioFames.

(conclusão)

Tag	TIPO	Modelo Escolhido	Rotor (mm)	Head (m)	Motor (rpm)	MOTOR WEG (cv)
P-484	MEGACPK	040-025-160	165	51,8	3500	2,5
P-210	MEGACPK	065-040-315	300	45	1750	7,5
P-241	MEGACPK	065-040-315	300	52	1750	7,5
P-260	MEGACHEM	080-400	366	66	1750	30,0
P-261	MEGACHEM	080-400	366	62	1750	35,0
P-396	MEGACPK	050-032-200.1	168	54	3500	4,0
P-361	MEGACPK	050-032-200.1	168	54	3500	4,0
P-362	MEGACPK	050-032-200.1	168	54	3500	4,0
P-502	MEGACPK	050-032-200.1	204	84	3500	6,0
P-551	MEGACPK	050-032-200.1	180	60	3500	4,0
P-552	MEGACPK	050-032-200.1	180	60	3500	4,0
P-560	MEGACPK	050-032-200.1	180	60	3500	4,0
P-561	MEGACPK	050-032-200.1	180	60	3500	5,0
P-820	MEGACPK	080-050-250	220	92	3500	25,0

Fonte: Autores.

C2.9 DIÂMETRO DE TUBULAÇÕES DE UTILIDADES DE PROCESSO

O método adotado para determinação do diâmetro das tubulações de utilidades de processo foi o método sugerido por Macintyre (2012), o mesmo método empregado para as tubulações de processo, sendo então adotados a partir da vazão necessária no trecho, uma velocidade máxima recomendada de 2 m/s para sistema de condensado e água gelada ou fria, e 30 m/s para vapor de água. Novamente, visando um design para futuras ampliações de capacidade produtiva padronizou-se os cálculos para tubulações de líquidos em velocidades de 1 m/s, para diâmetros inferiores a 8 polegadas, e 2 m/s, para diâmetros acima de 8 polegadas; e para tubulações de vapor de água em velocidades de 15 m/s.

A tabela C28, demonstra os resultados obtidos no dimensionamento das tubulações de utilidades da BioFames e a tabela C29 o resultado da seleção dos diâmetros comerciais e as velocidades.

Tabela C28 - Diâmetros calculados para as tubulações utilidades de processo.

(continua)

Trecho		Fluido	Vazão (m ³ /h)	Velocidade Recomendada (m/s)	Diâmetro Calculado (in)
De:	Para:				
Tubulação Principal	E-150	Vapor	263,712	15	3,10
E-150	Tubulação Principal	Condensado	1,793	1	0,99
Tubulação Principal	E-151	Vapor	37,759	15	1,17
E-151	Tubulação Principal	Condensado	0,257	1	0,38
Tubulação Principal	E-250	Vapor	566,355	15	4,55
E-250	Tubulação Principal	Condensado	3,851	1	1,45
Tubulação Principal	E-251	Vapor	9,766	15	0,60
E-251	Tubulação Principal	Condensado	0,066	1	0,19
Tubulação Principal	E-550	Vapor	4,816	15	0,42
E-550	Tubulação Principal	Condensado	0,033	1	0,13
Tubulação Principal	E-551	Vapor	0,518	15	0,14
E-551	Tubulação Principal	Condensado	0,004	1	0,04
Tubulação Principal	E-152	Água Fria	13,80	1	2,75
E-152	Tubulação Principal	Água Fria	13,81	1	2,75
Tubulação Principal	E-252	Água Fria	19,62	1	3,28
E-252	Tubulação Principal	Água Fria	19,64	1	3,28

Tabela C28 - Diâmetros calculados para as tubulações utilidades de processo.

(conclusão)

Trecho		Fluido	Vazão (m ³ /h)	Velocidade Recomendada (m/s)	Diâmetro Calculado (in)
De:	Para:				
E-254	Tubulação Principal	Água Fria	306,34	2	9,16
Tubulação Principal	E-352	Água Fria	187,99	2	7,18
E-352	Tubulação Principal	Água Fria	188,22	2	7,18
Tubulação Principal	E-354	Água Fria	7,98	1	2,09
E-354	Tubulação Principal	Água Fria	7,99	1	2,09
Tubulação Principal	E-552	Água Fria	17,10	1	3,06
E-552	Tubulação Principal	Água Fria	17,12	1	3,06
Tubulação Principal	E-153	Água Gelada	311,20	1	13,06
E-153	Tubulação Principal	Água Gelada	311,32	1	13,06
Tubulação Principal	E-253	Água Gelada	311,20	1	13,06
E-253	Tubulação Principal	Água Gelada	311,32	1	13,06
Tubulação Principal	E-353	Água Gelada	198,15	1	10,42
E-353	Tubulação Principal	Água Gelada	198,22	1	10,42
Tubulação Principal	E-355	Água Gelada	9,81	1	2,32
E-355	Tubulação Principal	Água Gelada	9,82	1	2,32
Tubulação Principal	E-553	Água Gelada	0,06	1	0,18
E-553	Tubulação Principal	Água Gelada	0,06	1	0,18

Fonte: Autores.

Tabela C29 - Diâmetros selecionados para as tubulações de processo.

(continua)

Trecho		Diâmetro Escolhido	Velocidade Calculada	Tag Adotado
De:	Para:	(in)	(m/s)	
Tubulação Principal	E-150	3	16,06	3"-CS150-ST-0001
E-150	Tubulação Principal	1	0,98	1"-CS150-CO-0001
Tubulação Principal	E-151	1,5	9,20	1 1/2"-CS150-ST-0002
E-151	Tubulação Principal	0,5	0,56	1/2"-CS150-CO-0002
Tubulação Principal	E-250	4	19,40	4"-CS150-ST-0003
E-250	Tubulação Principal	1,5	0,94	1 1/2"-CS150-CO-0003
Tubulação Principal	E-251	0,5	21,41	1/2"-CS150-ST-0004
E-251	Tubulação Principal	0,5	0,15	1/2"-CS150-CO-0004
Tubulação Principal	E-550	1,5	1,17	1 1/2"-CS150-ST-0005
E-550	Tubulação Principal	0,5	0,07	1/2"-CS150-CO-0005
Tubulação Principal	E-551	1,5	0,13	1 1/2"-CS150-ST-0006
E-551	Tubulação Principal	0,5	0,01	1/2"-CS150-CO-0006
Tubulação Principal	E-152	2	1,89	2"-CS150-CWS-0001
E-152	Tubulação Principal	2	1,89	2"-CS150-CWR-0001
Tubulação Principal	E-252	3	1,19	3"-CS150-CWS-0002
E-252	Tubulação Principal	3	1,20	3"-CS150-CWR-0002
Tubulação Principal	E-254	10	1,68	10"-CS150-CWS-0003

Tabela C29 - Diâmetros selecionados para as tubulações de processo.

(conclusão)

Trecho		Diâmetro Escolhido	Velocidade Calculada	Tag Adotado
De:	Para:	(in)	(m/s)	
E-254	Tubulação Principal	10	1,68	10"-CS150-CWR-0003
Tubulação Principal	E-352	8	1,61	8"-CS150-CWS-0004
E-352	Tubulação Principal	8	1,61	8"-CS150-CWR-0004
Tubulação Principal	E-354	2	1,09	2"-CS150-CWS-0005
E-354	Tubulação Principal	2	1,09	2"-CS150-CWR-0005
Tubulação Principal	E-552	3	1,04	3"-CS150-CWS-0006
E-552	Tubulação Principal	3	1,04	3"-CS150-CWR-0006
Tubulação Principal	E-153	10	1,71	10"-CS150-CHR-0001
E-153	Tubulação Principal	10	1,71	10"-CS150-CHS-0001
Tubulação Principal	E-253	10	1,71	10"-CS150-CHR-0002
E-253	Tubulação Principal	10	1,71	10"-CS150-CHS-0002
Tubulação Principal	E-353	10	1,09	10"-CS150-CHR-0003
E-353	Tubulação Principal	10	1,09	10"-CS150-CHS-0003
Tubulação Principal	E-355	2	1,34	2"-CS150-CHR-0004
E-355	Tubulação Principal	2	1,35	2"-CS150-CHS-0004
Tubulação Principal	E-553	0,5	0,13	1/2"-CS150-CHR-0005
E-553	Tubulação Principal	0,5	0,13	1/2"-CS150-CHS-0005

Fonte: Autores

C2.10 DIMENSIONAMENTO DE TROCADORES DE CALOR

O dimensionamento dos trocadores de calor da planta de transesterificação da BioFAMESs foi composto de duas etapas, uma primeira teórica e outra de dimensionamento via simulador de processos visando um melhor detalhamento construtivo dos trocadores. Por padrão determinou-se que todos os trocadores de calor da BioFAMESs serão do tipo casco e tubos de único passe no casco.

A etapa teórica compreende o dimensionamento dos trocadores através das equações referentes à troca térmica, resultando na energia de troca térmica necessária para cada aplicação, nas vazões de utilidades, na temperatura de saída em correntes de economizadores, e a área total de troca térmica necessária.

A etapa de simulação visou um melhor detalhamento do sistema, empregando fatores de incrustação (*fouling factor*), perda de carga, viscosidade, condutividade térmica e arranjo de tubos e casco (segundo norma TEMA - Tubular Exchanger Manufacturer's Association - 10), resultando, então, em detalhes construtivos como número e diâmetro dos tubos, diâmetro e comprimento do casco, área total efetiva, coeficiente de troca térmica real e excesso de área dimensionada.

O primeiro passo para o dimensionamento dos trocadores de calor é o conhecimento da energia que deve ser trocada no sistema, para isto, utilizou-se a equação 28, calculando então a troca térmica através da vazão, variação de temperatura desejada e coeficiente de troca térmica da corrente de processo. Esta abordagem é válida para todos os trocadores aquecedores uma vez que é conhecida a temperatura necessária de saída das correntes de processo.

$$Q = \dot{m}_{processo} * c_{p_{processo}} * \Delta T_{processo} \left[\frac{kJ}{h} \right] \quad (28)$$

Como deseja-se que esta corrente seja aquecida, utiliza-se vapor saturado de média pressão (12 bar(g) – 187,965 °C) como fluido quente, condensando totalmente no lado do casco. Deste modo, calcula-se que a quantidade de vapor necessária para suprir as demandas de energia através da equação 21. O calor latente do vapor é de 1990,8 kJ/kg, advindo das tabelas de vapor apresentadas em PERRY's HANDBOOK (2019). Estimou-se que a perda de carga no lado da corrente de vapor seria de 0,33 bar(g), conforme recomendado pela norma TEMA, o que resulta em uma temperatura de vapor saturado na saída do trocador de 186,708 °C.

$$Q = m_{vapor} * \lambda_{vapor} \left[\frac{kJ}{h} \right] \quad (29)$$

A estimativa da área de troca térmica necessária dá-se através da equação 30, utilizando os valores convencionais de coeficiente global de troca térmica (U), expressos por PERRY (2019) e o valor da média logarítmica da temperatura (ΔT_{ML}), para trocadores em contracorrente, calculados pela equação 31.

$$Q = U * A * \Delta T_{ML} \left[\frac{kJ}{h} \right] \quad (30)$$

$$\Delta T_{ML} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln \left(\frac{\Delta T_2}{\Delta T_1} \right)} \quad (31)$$

$$\Delta T_1 = T_{entrada\ lado\ quente} - T_{saída\ lado\ frio}$$

$$\Delta T_2 = T_{saída\ lado\ quente} - T_{entrada\ lado\ frio}$$

Assim, tem-se a tabela C30, apresentando os valores teóricos calculados para os trocadores aquecedores de processo.

Tabela C30 - Dimensionamento teórico dos trocadores de calor aquecedores.

TAG	Posição de Instalação	ENERGIA TROCADA (10 ⁶ kJ/h)	LMTD	U estimado Teórico (kJ/h.m ² .C)	Área Necessária Teórica (m ²)
E-150	VERTICAL	3,1140	138,5	2.160,0	10,40
E-151	VERTICAL	0,4458	120,1	2.160,0	1,72
E-250	VERTICAL	6,7480	84,0	600,0	133,86
E-251	VERTICAL	0,1160	44,8	600,0	4,33
E-550	VERTICAL	0,0575	129,0	750,0	0,59
E-551	VERTICAL	0,0062	85,5	750,0	0,10

Fonte: Autores (2021).

Para o dimensionamento dos condensadores de processo primeiramente teve que se ter um cuidado nas condições operacionais do sistema, pois por operar-se sob vácuo, nem todo o vapor de metanol é condensado na temperatura mínima de operação da torre de resfriamento (30°C). Assim, por estar em uma pressão de 133 mbar(a), a seção de condensadores da seção de biodiesel foi dimensionada a fim de obter-se 31°C na corrente de processo, evitando zonas de *pinch* nos trocadores, condensando então parcialmente os vapores de metanol. Bem como para a seção de glicerina (333 mbar(a)) os condensadores foram dimensionados para a

condensação de 48% da corrente de processo. Consequentemente, trocadores de calor com água gelada proveniente de chiller foram dimensionados para a condensação total do metanol proveniente dos sistemas de purificação do Biodiesel e Glicerina.

Deste modo, utilizou-se a equação 32 a fim de estimar a energia de troca térmica para os condensadores parciais das seções citadas anteriormente, e o cálculo reverso da equação 26 para o cálculo da vazão de água de resfriamento. Em que: %mássicavapor é a fração de vapor a ser condensada.

$$Q = m_{vapor} * cp_{vapor} * (T_{ent} - T_{saída}) + \%mássicavapor * m_{vapor} * \lambda_{vapor} \left[\frac{kJ}{h} \right] \quad (32)$$

A estimativa da área de troca térmica necessária dá-se novamente através da equação 30, utilizando os valores convencionais de coeficiente global de troca térmica (U), expressos PERRY (2019) e o valor da média logarítmica da temperatura (ΔT_{ML}) calculados pela equação 31. Assim, tem-se a tabela C31, apresentando os valores teóricos calculados para os trocadores condensadores que utilizam a utilidade de processo advinda da torre de resfriamento.

Tabela C31 - Dimensionamento teórico dos trocadores de calor condensadores com água da Torre de Resfriamento.

TAG	Posição de Instalação	ENERGIA TROCADA (10 ⁶ KJ/H)	LMTD CALCULADO	U estimado Teórico (kJ/h.m ² .C)	Área Necessária Teórica (m ²)
E-152	HORIZONTAL	0,2296	9,56	126,0	190,55
E-252	HORIZONTAL	0,2449	24,36	126,0	79,79
E-254	VERTICAL	5,0910	36,82	600,0	230,49
E-352	HORIZONTAL	3,1280	12,77	1800,0	136,09
E-354	HORIZONTAL	0,1330	12,77	432,0	24,06
E-552	HORIZONTAL	0,2846	13,66	1800,0	11,57

Fonte: Autores.

O dimensionamento dos trocadores condensadores totais se deu via equação 33 igualmente conforme descrito anteriormente para os trocadores condensadores parciais. Assim tem-se a tabela C32, na qual se tem a apresentação dos valores teóricos calculados para os trocadores condensadores totais.

Tabela C32 - Dimensionamento teórico dos trocadores de calor condensadores com água de Chiller.

TAG	Posição de Instalação	ENERGIA TROCADA (10 ⁶ KJ/H)	LMTD	U estimado Teórico (kJ/h.m ² .C)	Área Necessária Teórica (m ²)
E-153	HORIZONTAL	5,0810	21,82	3063,6	76,01
E-253	HORIZONTAL	0,2859	23,19	3063,6	4,02
E-353	HORIZONTAL	3,2350	26,74	3063,6	39,49
E-355	HORIZONTAL	0,15956	28,53	2500,0	2,24
E-553	HORIZONTAL	0,00098	23,5	200,0	0,21

Fonte: Autores.

Dois trocadores de calor integradores foram dimensionados. Ambos para o aquecimento da etapa de purificação da glicerina, utilizando como fluido quente a corrente final de biodiesel (que necessita ser resfriada para cumprimento das regulamentações da ANP). Desta forma, foram utilizadas as equações 23 para o cálculo da energia de necessária para elevar a temperatura da corrente de glicerina nas condições de processo, bem como conhecer a temperatura de saída da corrente de biodiesel; e a equação 24 para o dimensionamento da área do trocador de calor. Abaixo expõe-se o dimensionamento do trocador integrador E-350, aquecedor de entrada do Flash da Glicerina Seca.

$$Q = 8307,44 \left[\frac{kg}{h} \right] * 2,7584 \left[\frac{kJ}{kg \cdot K} \right] * (68 - 64,02) [^{\circ}C] = 91220,48 \left[\frac{kJ}{h} \right]$$

$$Q = 91220,48 \left[\frac{kJ}{h} \right] = 26989,289 \left[\frac{kg}{h} \right] * 2,4266 \left[\frac{kJ}{kg \cdot K} \right] * (134,24 - T_{saída\ biodiesel})$$

$$T_{saída\ bd} = 132,85 [^{\circ}C]$$

$$\Delta T_{ML} = 67,53 [^{\circ}C]$$

$$U_{bd-gl} = 350 \left[\frac{W}{m^2 \cdot ^{\circ}C} \right] = 1260 \left[\frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^{\circ}C} \right]$$

$$Q = 91.220,48 \left[\frac{kJ}{h} \right] = A [m^2] * 1260 \left[\frac{kJ}{h \cdot m^2 \cdot ^{\circ}C} \right] * 67,53 [^{\circ}C]$$

$$A = \frac{91220,48}{67,53 \cdot 1260} = 1,07 [m^2]$$

Assim tem-se a tabela C33, na qual se tem o cálculo teóricos resultantes do dimensionamento dos trocadores integradores da Planta de Transesterificação da BioFAMES.

Tabela C33 - Dimensionamento teórico dos trocadores de calor integradores.

TAG	Posição de Instalação	ENERGIA TROCADA (10 ⁵ KJ/H)	LMTD	U estimado Teórico (kJ/h.m ² .C)	Área Necessária Teórica (m ²)
E-350	VERTICAL	0,9122	67,53	1260,0	1,07
E-351	VERTICAL	5,4730	17,89	2160,0	14,16

Fonte: Autores (2021).

O segundo passo para o dimensionamento dos trocadores de calor da unidade industrial da BioFAMEs foi a simulação e dimensionamento em simulador de processo, utilizando equações como: Eubank-Proctor ou Sider-Tate (para escoamento laminar ou turbulento); Chen ou Lockhart (para estimativa da queda de pressão); Nusselt ou McNaught (para condensação horizontal de vapores). A tabela C34 expõem os resultados obtidos pela simulação dos trocadores de processo e seus detalhes construtivos.

Tabela C34 - Dimensionamento via simulador de processos dos trocadores de calores de calor da BIOFAMES.

(continua)

TAG	U estimado com Fouling (kcal/h.m 2.C)	Área Necessária m2	DIÂMETRO CASCO / COMPRIM. TUBOS	PASSES CASCO/ TUBOS	Nº Tubos	Diâmetro Tubos	Área Dimensionada m2	U Dimensionado (kcal/h.m2.C)	Excesso de Área
E-150	636,2	8,45	10 POL / 3 M	1/1	73	3/4"	12,91	416,2	53%
E-151	573	1,55	6 POL / 3 M	1/1	23	3/4"	3,56	249	130%
E-250	148	129,64	23 POL / 6 M	1/1	479	3/4"	169,64	113,1	31%
E-251	111	5,59	8 POL / 3 M	1/1	46	3/4"	8,04	77,1	44%
E-550	271,7	0,39	6 POL / 3 M	1/1	12	3/4"	2,09	50,7	436%
E-551	446,7	0,04	6 POL / 3 M	1/1	10	3/4"	1,11	15,6	2763%
E-152	35,7	158,39	25 POL / 6 M	1/1	556	3/4"	199,11	28,4	26%
E-252	58,4	422,70	33 POL / 10 M	1/1	984	3/4"	557,23	44,3	32%
E-254	164,0	202,94	29 POL / 6 M	1/1	749	3/4"	259,18	128,4	28%
E-352	549,9	107,00	35 POL / 10 M	1/1	1140	3/4"	138,12	426	29%
E-354	210,4	20,32	14 POL / 4M	1/1	118	3/4"	27,36	156,2	35%
E-552	402,3	9,87	10 POL / 3 M	1/1	79	3/4"	14,00	283,4	42%

Tabela C34 - Dimensionamento via simulador de processos dos trocadores de calores de calor da BIOFAMES.

(conclusão)

TAG	U estimado com Fouling (kcal/h.m 2.C)	Área Necessária m2	DIÂMETRO CASCO / COMPRIM. TUBOS	PASSES CASCO/ TUBOS	Nº Tubos	Diâmetro Tubos	Área Dimensionada m2	U Dimensionado (kcal/h.m2.C)	Excesso de Área
E-153	784,1	70,95	22 POL / 3,5 M	1/1	427	3/4"	87,81	633,50	24%
E-253	676,1	4,36	8 POL / 3 M	1/1	47	3/4"	8,37	352,00	92%
E-353	777,9	37,15	16 POL / 4 M	1/1	219	3/4"	51,62	559,90	39%
E-355	622,44	2,15	6 POL / 3 M	1/1	23	3/4"	3,98	335,35	86%
E-553	94,3	0,11	6 POL / 3 M	1/1	10	3/4"	1,11	9,00	948%
E-350	302,41	1,07	6 POL / 3 M	1/1	18	3/4"	3,18	101,56	198%
E-351	128,33	56,94	16 POL / 6 M	1/1	200	3/4"	70,50	103,65	24%

Fonte: Autores.

Os dados e condições de processo utilizados para o dimensionamento de todos os trocadores da Planta de Transesterificação da BioFAMEs estão dispostos nos quadros numerados de C1 a C17.

Quadro C1: Dados e condições de processo Trocador E-150

E-150	SHELL		TUBOS	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	VAPOR	VAPOR	ÓLEO DE SOJA	ÓLEO DE SOJA
Fluxo (kg/h)	1577		43152,8	
Fração Vapor	1	0	0	0
Densidade (kg/m ³)	5,98	879,48	866,31	840,19
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,03	0,58	0,14	0,14
Calor Específico (kJ/kmol.K)	34,83	79,68	213,38	226,13
Viscosidade (cP)	0,02	0,14	0,69	0,46
Calor Latente (kJ/kg)	1990,8		0	
Temperatura (°C)	187,965	186,708	32,254	64
Pressão de Operação (bar g)	12		4,9	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000616	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 2: Dados e condições de processo Trocador E-151.

E-151	SHELL		TUBOS	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	VAPOR	VAPOR	BIODIESEL	BIODIESEL
Fluxo (kg/h)	225,8		34845,8	
Fração Vapor	1	0	0	0
Densidade (kg/m ³)	5,98	879,48	836,6	832,23
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,03	0,58	0,1	0,1
Calor Específico (kJ/kmol.K)	34,83	79,68	318,26	321,66
Viscosidade (cP)	0,02	0,14	0,8	0,73
Calor Latente (kJ/kg)	1990,8		0	
Temperatura (°C)	187,965	186,708	64,35	70
Pressão de Operação (bar g)	12		5	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000616	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 3: Dados e condições de processo Trocador E-250.

E-250	SHELL		TUBOS	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	VAPOR	VAPOR	BIODIESEL	BIODIESEL
Fluxo (kg/h)	3386,8		30324,8	
Fração Vapor	1	0	0	0,004
Densidade (kg/m ³)	5,98	879,48	861,61	792
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,03	0,58	0,1	0,09
Calor Específico (kJ/kmol.K)	34,83	79,68	550,15	669,15
Viscosidade (cP)	0,02	0,14	2,6	0,57
Calor Latente (kJ/kg)	1990,8		1615,73	
Temperatura (°C)	187,965	186,708	45,275	140
Pressão de Operação (bar g)	12		4	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000616	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 4: Dados e condições de processo Trocador E-251.

E-251	SHELL		TUBOS	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	VAPOR	VAPOR	BIODIESEL	BIODIESEL
Fluxo (kg/h)	58,4		2998,8	
Fração Vapor	1	0	0	0
Densidade (kg/m ³)	5,98	879,48	797,24	785,21
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,03	0,58	0,09	0,08
Calor Específico (kJ/kmol.K)	34,83	79,68	701,35	719,9
Viscosidade (cP)	0,02	0,14	0,67	0,54
Calor Latente (kJ/kg)	1990,8		0	
Temperatura (°C)	187,965	186,708	134,24	150
Pressão de Operação (bar g)	12		4	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000616	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 5: Dados e condições de processo Trocador E-550.

E-550	SHELL		TUBOS	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	VAPOR	VAPOR	METANOL	METANOL
Fluxo (kg/h)	28,8		315,8	
Fração Vapor	1	0	0	0
Densidade (kg/m ³)	5,98	879,48	834,77	779,14
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,03	0,58	0,21	0,2
Calor Específico (kJ/kmol.K)	34,83	79,68	80,52	89,98
Viscosidade (cP)	0,02	0,14	0,65	0,31
Calor Latente (kJ/kg)	1990,8		0	
Temperatura (°C)	187,965	186,708	26,26	85
Pressão de Operação (bar g)	12		4	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000205	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 6: Dados e condições de processo Trocador E-551.

E-551	SHELL		TUBOS	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	VAPOR	VAPOR	METANOL	METANOL
Fluxo (kg/h)	3,1		87,3	
Fração Vapor	1	0	0	0
Densidade (kg/m ³)	5,98	879,48	961,19	948,78
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,03	0,58	0,57	0,58
Calor Específico (kJ/kmol.K)	34,83	79,68	75,94	76,38
Viscosidade (cP)	0,02	0,14	0,3	0,25
Calor Latente (kJ/kg)	1990,8		0	
Temperatura (°C)	187,965	186,708	93,13	110
Pressão de Operação (bar g)	12		4	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000205	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 7: Dados e condições de processo Trocador E-152.

E-152	TUBOS		SHELL	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	ÁGUA FRIA	ÁGUA FRIA	METANOL	METANOL
Fluxo (kg/h)	13733,3		4222,7	
Fração Vapor	0	0	1	0,999
Densidade (kg/m ³)	995,34	994,09	0,15	0,17
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,53	0,53	0,02	0,01
Calor Específico (kJ/kmol.K)	75,33	75,26	47	44,3
Viscosidade (cP)	0,83	0,76	0,01	0,01
Calor Latente (kJ/kg)	0		1006,63	
Temperatura (°C)	30	34	69	31
Pressão de Operação (bar g)	3		0,13	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000205	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 8: Dados e condições de processo Trocador E-252.

E-252	TUBOS		SHELL	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	ÁGUA FRIA	ÁGUA FRIA	METANOL	METANOL
Fluxo (kg/h)	19526,3		315,8	
Fração Vapor	0	0	1	0,65
Densidade (kg/m ³)	995,34	994,41	0,1	306,86
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,53	0,53	0,02	0,09
Calor Específico (kJ/kmol.K)	75,33	75,3	47,75	55,90
Viscosidade (cP)	0,83	0,78	0,01	0,25
Calor Latente (kJ/kg)	0		1384,42	
Temperatura (°C)	30	33	150	31
Pressão de Operação (bar g)	3		0,13	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000205	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 9: Dados e condições de processo Trocador E-254.

E-254	SHELL		TUBOS	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	BIODIESEL	BIODIESEL	ÁGUA FRIA	ÁGUA FRIA
Fluxo (kg/h)	26989,29		304524,6	
Fração Vapor	0,00	0,00	0	0
Densidade (kg/m ³)	804,54	865,77	995,34	994,41
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,09	0,10	0,53	0,53
Calor Específico (kJ/kmol.K)	691,03	601,93	75,33	75,3
Viscosidade (cP)	0,76	3,58	0,83	0,78
Calor Latente (kJ/kg)	0,00		0	
Temperatura (°C)	124,50	40,00	30	33
Pressão de Operação (bar g)	3,34		3	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,00		0,000205	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 10: Dados e condições de processo Trocador E-352.

E-352	TUBOS		SHELL	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	ÁGUA FRIA	ÁGUA FRIA	METANOL	METANOL
Fluxo (kg/h)	187111,7		5144,7	
Fração Vapor	0	0	1	0,52
Densidade (kg/m ³)	995,34	994,09	0,35	372,59
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,53	0,53	0,02	0,09
Calor Específico (kJ/kmol.K)	75,33	75,26	46,92	62,62
Viscosidade (cP)	0,83	0,76	0,01	0,24
Calor Latente (kJ/kg)	0		1172,1	
Temperatura (°C)	30	34	68	33
Pressão de Operação (bar g)	3		0,31	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000205	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 11: Dados e condições de processo Trocador E-354.

E-354	TUBOS		SHELL	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	ÁGUA FRIA	ÁGUA FRIA	METANOL	METANOL
Fluxo (kg/h)	7940,38		218,78	
Fração Vapor	0	0	1	0,60
Densidade (kg/m ³)	995,34	994,09	0,3211	310,38
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,53	0,53	0,02	0,07
Calor Específico (kJ/kmol.K)	75,33	75,26	46,92	59,59
Viscosidade (cP)	0,83	0,76	0,01	0,20
Calor Latente (kJ/kg)	0		273,93	
Temperatura (°C)	30	34,00	120	35,66
Pressão de Operação (bar g)	3		0,33	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000205	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 12: Dados e condições de processo Trocador E-552.

E-552	TUBOS		SHELL	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	ÁGUA FRIA	ÁGUA FRIA	METANOL	METANOL
Fluxo (kg/h)	17022,7		229	
Fração Vapor	0	0	1	0,00
Densidade (kg/m ³)	995,34	994,09	0,35	784,62
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,53	0,53	0,02	0,17
Calor Específico (kJ/kmol.K)	75,33	75,26	46,92	82,30
Viscosidade (cP)	0,83	0,76	0,01	0,50
Calor Latente (kJ/kg)	0		1136,35	
Temperatura (°C)	30	34	90	31
Pressão de Operação (bar g)	3		0,73	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000205	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 13: Dados e condições de processo Trocador E-153.

E-153	TUBOS		SHELL	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	ÁGUA GELADA	ÁGUA GELADA	METANOL	METANOL
Fluxo (kg/h)	314329,4		4222,7	
Fração Vapor	0	0	0,9999	0
Densidade (kg/m ³)	1010,05	1009,68	0,17	791,57
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,46	0,47	0,01	0,17
Calor Específico (kJ/kmol.K)	77,88	77,79	44,3	80,87
Viscosidade (cP)	1,75	1,56	0,01	0,55
Calor Latente (kJ/kg)	0		1189,46	
Temperatura (°C)	3	7	31	24
Pressão de Operação (bar g)	3		0,18	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000205	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 14: Dados e condições de processo Trocador E-253.

E-253	TUBOS		SHELL	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	ÁGUA GELADA	ÁGUA GELADA	METANOL	METANOL
Fluxo (kg/h)	314329,4		315,8	
Fração Vapor	0	0	0,65	0
Densidade (kg/m ³)	1010,05	1009,68	306,86	834,99
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,46	0,47	0,09	0,21
Calor Específico (kJ/kmol.K)	77,88	77,79	55,90	80,48
Viscosidade (cP)	1,75	1,56	0,25	0,66
Calor Latente (kJ/kg)	0		1364,94	
Temperatura (°C)	3	7	31	26
Pressão de Operação (bar g)	3		0,13	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000205	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 15: Dados e condições de processo Trocador E-353.

E-353	TUBOS		SHELL	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	ÁGUA GELADA	ÁGUA GELADA	METANOL	METANOL
Fluxo (kg/h)	200143,5		5144,7	
Fração Vapor	0	0	0,52	0
Densidade (kg/m ³)	1010,05	1009,68	372,59	787,77
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,46	0,47	0,09	0,17
Calor Específico (kJ/kmol.K)	77,88	77,79	62,62	81,64
Viscosidade (cP)	1,75	1,56	0,24	0,52
Calor Latente (kJ/kg)	0		1176	
Temperatura (°C)	3	7	33	28
Pressão de Operação (bar g)	3		0,25	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000205	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 16: Dados e condições de processo Trocador E-355.

E-355	TUBOS		SHELL	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	ÁGUA GELADA	ÁGUA GELADA	METANOL	METANOL
Fluxo (kg/h)	9912,44		218,78	
Fração Vapor	0	0	0,60	0
Densidade (kg/m ³)	1010,05	1009,68	310,38	789,44
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,46	0,47	0,07	0,17
Calor Específico (kJ/kmol.K)	77,88	77,79	59,59	81,26
Viscosidade (cP)	1,75	1,56	0,20	0,53
Calor Latente (kJ/kg)	0		283,86	
Temperatura (°C)	3	7	35,66	31
Pressão de Operação (bar g)	3		0,33	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000205	

Fonte: Autores(2021).

Quadro 17: Dados e condições de processo Trocador E-553.

E-553	TUBOS		SHELL	
	ENTRADA	SAÍDA	ENTRADA	SAÍDA
Fluido	ÁGUA GELADA	ÁGUA GELADA	METANOL	METANOL
Fluxo (kg/h)	60,6		76,5	
Fração Vapor	0	0	0	0
Densidade (kg/m ³)	1010,05	1009,68	784,62	789,44
Condutividade (kcal/h.m.C)	0,46	0,47	0,17	0,17
Calor Específico (kJ/kmol.K)	77,88	77,79	82,3	81,26
Viscosidade (cP)	1,75	1,56	0,5	0,53
Calor Latente (kJ/kg)	0		0	
Temperatura (°C)	3	7	31	26
Pressão de Operação (bar g)	3		0,4	
Fator de Incrustação (h.m ² .C/kcal)	0,000205		0,000205	

Fonte: Autores.

C2.11 Balanço de Energia

Para realização do balanço de energia da planta industrial da BioFames® estimou-se a entalpia e energia de Gibbs de formação, bem como capacidade calorífica, para cada componente segundo o método de Benson, o qual segundo Caballero (2012), resulta em uma aproximação com menor erro médio relativo quando comparado aos métodos de Joback e Constantinou & Gani. Para comprovação dos resultados, fez uso de um software de simulação, utilizando os dados internos da DIPPR para gás ideal e da IAPWS-IF97 para dados de água e vapor. As tabelas numeradas de C35 a C demonstram balanço de energia de cada área do processo da BioFames®, bem como a tabela C35 expõem os balanços de energia calculados para as correntes de utilidades em cada equipamento.

Tabela C35: Balanço de Energia por equipamento de processo da área 100.

Equipamento -TAG-	Temp. Entrada (°C)	Entalpia de Entrada (kJ/h)	Temp. Saída (°C)	Entalpia de Saída (kJ/h)	Energia Adicionada ou Removida (kJ/h)
V-101	35,72	$-6,1365 \cdot 10^7$	35,72	$-6,1365 \cdot 10^7$	0
P-101	35,72	$-6,1365 \cdot 10^7$	36,07	$-6,1344 \cdot 10^7$	$2,1000 \cdot 10^4$
M-101	36,07 ^a	$-6,1344 \cdot 10^7$ ^a	32,25	$-1,5985 \cdot 10^8$	$5,0000 \cdot 10^3$
	25,32 ^b	$-9,8511 \cdot 10^7$ ^b			
E-150	32,25	$-1,5985 \cdot 10^8$	64	$-1,5674 \cdot 10^8$	$3,1100 \cdot 10^6$
R-110	64,00	$-1,5674 \cdot 10^8$	64	$-1,6286 \cdot 10^8$	$-6,1200 \cdot 10^6$
R-120	64,00	$-1,5674 \cdot 10^8$	64	$-1,6286 \cdot 10^8$	$-6,1200 \cdot 10^6$
P-110	64,00	$-1,6286 \cdot 10^8$	64,13	$-1,6284 \cdot 10^8$	$-2,0000 \cdot 10^4$
V-140	64,13	$-1,6284 \cdot 10^8$	64	$-1,0280 \cdot 10^8$ ^c	$1,5000 \cdot 10^4$
				$-6,0025 \cdot 10^7$ ^d	
P-140 ^c	64,00 ^c	$-1,0280 \cdot 10^8$ ^c	64,35 ^c	$-1,0277 \cdot 10^8$ ^c	$3,0000 \cdot 10^4$
P-141 ^d	64,00 ^d	$-6,0025 \cdot 10^7$ ^d	64,02 ^d	$-5,9995 \cdot 10^7$ ^d	$3,0000 \cdot 10^4$
E-151	64,35	$-1,0277 \cdot 10^8$	69	$-1,0233 \cdot 10^8$	$4,4000 \cdot 10^5$
V-160	69,00	$-1,0233 \cdot 10^8$	69	$-2,6385 \cdot 10^7$ ^c	$4,7460 \cdot 10^6$
				$-7,1190 \cdot 10^7$ ^b	
E-152 ^b	69,00 ^b	$-2,6385 \cdot 10^7$ ^b	37 ^b	$-2,6637 \cdot 10^7$ ^b	$-2,5200 \cdot 10^5$
E-153 ^b	37,00 ^b	$-2,6580 \cdot 10^7$ ^b	15 ^b	$-3,1717 \cdot 10^7$ ^b	$-5,0800 \cdot 10^6$
P-160	69,00	$-7,1190 \cdot 10^7$	69,31	$-7,1169 \cdot 10^7$	$2,1000 \cdot 10^4$

^a óleo blindado; ^b metanol seco; ^c biodiesel; ^d glicerina;

Os valores de $2,1 \times 10^4$ kJ/h e $3,0 \times 10^4$ kJ/h acumulados na bomba P-101, P-140, respectivamente, devem-se ao fato de as mesmas possuírem uma eficiência de 60%, sendo então resultante do aumento de temperatura da corrente decorrente do trabalho de eixo do motor. O valor de $5,0 \times 10^3$ kJ/h calculados como adquiridos pela corrente de saída do misturador M-101

é decorrente da dependência do calor específico dos componentes frente a variação de temperatura.

Tabela C36: Balanço de Energia por equipamento de processo da área 200.

Equipamento - TAG-	Temp. Entrada (°C)	Entalpia de Entrada (kJ/h)	Temp. Saída (°C)	Entalpia de Saída (kJ/h)	Energia Adicionada ou Removida (kJ/h)
	69,31 ^c	-7,1169 .10 ⁷ ^c			
M-201	40 ^e	-4,6638 .10 ⁷ ^e	64,89	-1,1795 .10 ⁸	0
	30 ^f	-1,4635 .10 ⁵ ^f			
R-210	64,89	-1,1795 .10 ⁸	45	-1,1950 .10 ⁸	-1,5500 .10 ⁶
P-210	45	-1,1950 .10 ⁸	45,32	-1,1948 .10 ⁸	2,0000 .10 ⁴
V-240	45,32	-1,1948 .10 ⁸	45 ^c	-6,8889 .10 ⁷ ^c	-2,2000 .10 ⁴
			45 ^g	-5,0613 .10 ⁷ ^g	
P-240 ^c	45 ^c	-7,2114 .10 ⁷ ^c	45,28 ^c	-7,2097 .10 ⁷ ^c	1,7000 .10 ⁴
P-241 ^g	45 ^g	-4,7399 .10 ⁷ ^g	45,13 ^g	-4,7397 .10 ⁷ ^g	2,0000 .10 ³
E-250	45,28	-7,2097 .10 ⁷	140	-6,5537 .10 ⁷	6,5600 .10 ⁶
V-260	140	-6,5537 .10 ⁷	145 ^h	-2,4429 .10 ⁶	-3,5015 .10 ⁷
			150 ^c	-9,8109 .10 ⁷	
P-260	150	-9,8109 .10 ⁷	120,2	-9,8085 .10 ⁷	2,4000 .10 ⁴
E-251	134	-3,7717 .10 ⁷	150	-3,7019 .10 ⁷	6,9800 .10 ⁵
E-252 ^h	145 ^h	-2,4429 .10 ⁶ ^h	31 ^h	-2,6431 .10 ⁶ ^h	-2,0020 .10 ⁵
E-253 ^h	31 ^h	-2,6431 .10 ⁷ ^h	26 ^h	-2,3931 .10 ⁷ ^h	2,5000 .10 ⁵

^c biodiesel; ^e água de processo; ^f ácido cítrico; ^g água ácida; ^h metanol úmido.

Os valores de $1,7 \times 10^4$ kJ/h e $2,0 \times 10^3$ kJ/h acumulados na bomba P-240, P-241, respectivamente, devem-se ao fato de as mesmas possuírem uma eficiência de 60%, sendo então resultante do aumento de temperatura da corrente decorrente do trabalho de eixo do motor. O

valor de $-3,5015 \times 10^7$ kJ/h calculados como déficit pelas correntes de saída do Stripper de biodiesel V-260 são decorrentes da corrente de saída do reboiler E-251.

Tabela C37: Balanço de Energia por equipamento de processo da área 500.

Equipamento - TAG-	Temp. Entrada (°C)	Entalpia de Entrada (kJ/h)	Temp. Saída (°C)	Entalpia de Saída (kJ/h)	Energia Adicionada ou Removida (kJ/h)
V-501 ^b	24 ^b	$-3,1717 \cdot 10^7$ ^b	24 ^b	$-3,1717 \cdot 10^7$ ^b	0
P-501 ^b	24 ^b	$-3,1717 \cdot 10^7$ ^b	24,32 ^b	$-3,1714 \cdot 10^7$ ^b	$3,0000 \cdot 10^3$
V-502 ^h	26 ^h	$-2,9704 \cdot 10^6$ ^h	26 ^h	$-2,9704 \cdot 10^6$ ^h	0
P-502 ^h	26 ^h	$-2,9704 \cdot 10^6$ ^h	26,26 ^h	$-2,9702 \cdot 10^6$ ^h	$2,0000 \cdot 10^2$
E-550	26,26	$-2,9702 \cdot 10^6$	85	$-2,9127 \cdot 10^6$	$5,7500 \cdot 10^4$
V-560	85	$-2,9127 \cdot 10^6$	90 ^b	$-1,4291 \cdot 10^6$ ^b	$-4,5300 \cdot 10^5$
			95 ^e	$-1,9366 \cdot 10^6$ ^e	
P-560	95	$-1,9366 \cdot 10^6$	95,13	$-1,9365 \cdot 10^6$	$1,0000 \cdot 10^2$
E-551	95,13	$-1,3556 \cdot 10^6$	110	$-1,3501 \cdot 10^6$	$5,5000 \cdot 10^3$
E-552 ^b	90 ^b	$-1,4291 \cdot 10^6$ ^b	31 ^b	$-1,7136 \cdot 10^6$ ^b	$-2,8450 \cdot 10^5$
E-553 ^b	31 ^b	$-5,7235 \cdot 10^5$ ^b	26 ^b	$-5,7333 \cdot 10^5$ ^b	$9,8000 \cdot 10^2$

^b metanol seco; ^e água de processo; ^h metanol úmido.

Os valores de $3,7 \cdot 10^3$ kJ/h e $2,0 \cdot 10^2$ kJ/h acumulados na bomba P-501, P-502, respectivamente, devem-se ao fato de as mesmas possuírem uma eficiência de 60%, sendo então resultante do aumento de temperatura da corrente decorrente do trabalho de eixo do motor. O valor de $-4,53 \cdot 10^5$ kJ/h calculados como déficit pelas correntes de saída da Coluna de Retificação de Metanol V-560 são decorrentes da corrente de saída do reboiler E-551, o qual está dimensionado para entregar mediante utilização de vapor esta energia. A saída do trocador de calos E-552 é a corrente de condensado de topo da Coluna de Retificação de Metanol, sendo então dividida em duas correntes, a que é o refluxo da coluna (proporção de 2,5) e a que passa pelo trocador resfriador E-553.

Tabela C38: Balanço de Energia por equipamento de processo da área 300.

Equipamento - TAG-	Temp. Entrada (°C)	Entalpia de Entrada (kJ/h)	Temp. Saída (°C)	Entalpia de Saída (kJ/h)	Energia Adicionada ou Removida (kJ/h)
E-350 ^d	64,35 ^d	-5,9995 .10 ⁷ ^d	68 ^d	-5,9934 .10 ⁷ ^d	6,1000 .10 ⁴ ^d
E-350 ^c	134,24 ^c	-5,6576 .10 ⁷ ^c	133,85 ^c	-5,6667 .10 ⁷ ^c	-9,1000 .10 ⁴ ^c
V-360	68	-5,9934 .10 ⁷	68 ^b 68 ^d	-3,2234 .10 ⁷ ^b -2.1914 .10 ⁷ ^d	5,7860 .10 ⁶
P-360	68	-2,1914 .10 ⁷	68,21	-2,1912 .10 ⁷	2,0000 .10 ³
E-352	68	-3,2234 .10 ⁷	33	-3,4452 .10 ⁷	-2,2180 .10 ⁶
E-353	33	-3,4452 .10 ⁷	28	-3,8596 .10 ⁷	-4,1440 .10 ⁶

^b metanol seco; ^c biodiesel; ^d glicerina;

O valor de 2,0 .10³ kJ/h acumulado na bomba P-360, respectivamente, deve-se ao fato de a mesma possuir uma eficiência de 60%, sendo então resultante do aumento de temperatura da corrente decorrente do trabalho de eixo do motor.

Tabela C39: Balanço de Energia para correntes de utilidades.

(continua)

Equipamento -TAG-	Utilidade	Temp. Entrada (°C)	Entalpia de Entrada (kJ/h)	Temp. Saída (°C)	Entalpia de Saída (kJ/h)	Energia Adicionada ou Removida (kJ/h)
E-150	VAPOR	187,96	-2,0690 .10 ⁸	186,71	-2,3812 .10 ⁸	-3,1100 .10 ⁶

Tabela C39: Balanço de Energia para correntes de utilidades.

(conclusão)

Equipamento -TAG-	Utilidade	Temp.Entrada (°C)	Entalpia de Entrada (kJ/h)	Temp. Saída (°C)	Entalpia de Saída (kJ/h)	Energia Adicionada ou Removida (kJ/h)
E-151	VAPOR	187,96	-2,9631 .10 ⁶	186,71	-3,4089 .10 ⁶	-4,4000 .10 ⁵
E-152	TORRE	30	-2,1757 .10 ⁸	34	-2,6637 .10 ⁸	2,3000 .10 ⁸
E-153	CHILLER	3	-4,7734 .10 ⁹	7	-4,7683 .10 ⁹	5,1000 .10 ⁶
E-250	VAPOR	187,96	-4,3213 .10 ⁷	186,71	-4,9773 .10 ⁷	-6,5600 .10 ⁶
E-251	VAPOR	187,96	-4,5974 .10 ⁶	186,71	-3,7019 .10 ⁷	-6,9800 .10 ⁵
E-252	TORRE	30	-1,8965 .10 ⁸	34	-1,8945 .10 ⁸	2,0000 .10 ⁵
E-253	CHILLER	3	-2,3425 .10 ⁸	7	-2,3400 .10 ⁸	2,5000 .10 ⁵
E-550	VAPOR	187,96	-3,7858 .10 ⁵	186,71	-4,3605 .10 ⁵	-5,7470 .10 ⁴
E-551	VAPOR	187,96	-3,6076 .10 ⁴	186,71	-4,1553 .10 ⁴	-5,4770 .10 ³
E-552	TORRE	30	-2,6964 .10 ⁸	34	-2,6935 .10 ⁸	-2,9000 .10 ⁵
E-553	CHILLER	3	-9,2158 .10 ⁵	7	-9,2060 .10 ⁵	-9,8000 .10 ²
E-352	TORRE	30	-2,1024 .10 ⁹	34	-2,1002 .10 ⁹	2,2000 .10 ⁶
E-353	CHILLER	3	-3,8950 .10 ⁹	7	-3,8909 .10 ⁹	4,1000 .10 ⁶

C2.12 Sistema de controle.

A malha de controle foi desenvolvida para o controle de vazão do óleo para ser alimentado no reator. A vazão que passa pelo reator pode ser descrita pela equação 33

$$Q = C_v(l)N \sqrt{\frac{\Delta P}{SG_f}} \quad (33)$$

Em que q é a vazão em m^3/h , C_v é um adimensional sendo função da abertura da válvula, ΔP é a queda da pressão em bar, SG_f é a gravidade específica do fluido, N é uma constante para adequar as unidades, Para vazão em m^3/h N tem valor de 0,87, para o caso da vazão ser galão americano por min por psi N tem valor de 1.

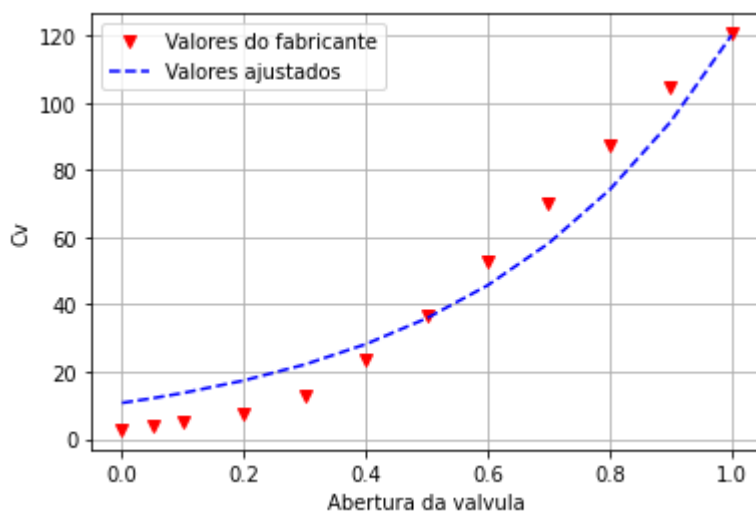
Segundo Seborg *et al.* (2017) uma válvula de percentual pode ser descrita pela equação 34:

$$C_v = C_{v0}R^{l-1} \quad (34)$$

Onde C_{v0} é uma constante adimensional, R é uma constante e l (um) é a abertura da válvula.

Foi, portanto, escolhida uma válvula globo da Samson, modelo 3241-1 com *nominal pipe size* de 3 descrita no anexo M, de resposta proporcional. Primeiramente calculou-se qual a válvula apropriada para a tubulação. Considerou-se uma queda de pressão de 1 bar na válvula, os valores de C_v foram fornecidos pelo fabricante e constam em anexo, a partir disto determinou-se um C_v necessário para a vazão do óleo de 30000 m^3/h . Obtendo uma constante de válvula de 37,18. Foi então ajustado o valor de R para descrever na equação 25 sendo o resultado obtido de 11,1788 com R^2 igual a 95,48%, portanto a equação 25 se adequa aos dados experimentais. A figura C9 apresenta os valores ajustados e do fabricante. Para a vazão requerida do processo obteve-se obteve-se uma abertura de válvula de 51,5%.

Figura C9: Coeficiente de válvula em função da abertura



Fonte: Autores

O a relação da abertura de válvula com a vazão pode ser descrita pela função de transferência de primeira ordem. Para calcular o ganho foi realizado a linearização da equação 35 resultando em:

$$Q = \left(C_{v0} R^{0,515-1} \ln(R) N \sqrt{\frac{\Delta P}{SG_f}} \right) (l - 0,515) \quad (35)$$

Sendo o ganho obtido em 82,0027 com unidades de metros cúbicos por hora por porcentagem de abertura da válvula.

Calculou-se então os parâmetros para um controlador PID ideal em paralelo, segundo as regras de *tunning* de Hägglund e Åström (2006) considerando-se que o medidor de coriolis encontra-se a 2,5 m após a válvula de controle. Obtendo-se os seguintes valores: ganho do controlador 7,9046, parâmetro de tempo do controle integrador de 0,0552 h e parâmetro de tempo do controlador derivativo de 0,00035 h. Como o controle de vazão neste caso pode ser descrito por uma função de transferência de primeira ordem podemos admitir que o sistema é estável pois o ganho do controlador é positivo, sendo que a para ter uma raiz positiva no domínio de Laplace, sistema instável, necessitaria que o produto do ganho do controlador com o do processo seja um valor negativo.

ANEXO A - RESOLUÇÃO N° 45 DE 25/08/2014 ANP

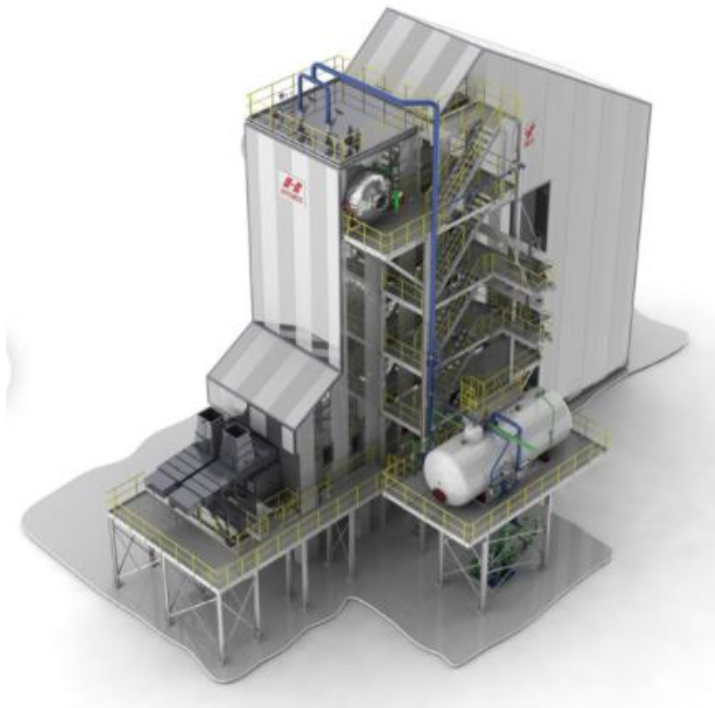
Tabela I - Especificação do Biodiesel

CARACTERÍSTICA	UNIDADE	LIMITE	MÉTODO		
			ABNT NBR	ASTM D	EN/ISO
Aspecto	-	LII (1) (2)	-	-	-
Massa específica a 20° C	kg/m³	850 a 900	7148 14065	1298 4052	EN ISO 3675 EN ISO 12185
Viscosidade Cinemática a 40°C	mm²/s	3,0 a 6,0	10441	445	EN ISO 3104
Teor de água, máx.	mg/kg	200,0 (3)	-	6304	EN ISO 12937
Contaminação Total, máx.	mg/kg	24	15995	-	EN 12662 (5)
Ponto de fulgor, mín. (4)	°C	100,0	14598	93	EN ISO 3679
Teor de éster, mín	% massa	96,5	15764	-	EN 14103 (5)
Cinzas sulfatadas, máx. (6)	% massa	0,020	6294	874	EN ISO 3987

Euxofre total, máx.	mg/kg	10	15867	5453	EN ISO 20846 EN ISO 20884
Sódio + Potássio, máx.	mg/kg	5	15554 15555 15553 15556	-	EN 14108 (5) EN 14109 (5) EN 14538 (5)
Cálcio + Magnésio, máx.	mg/kg	5	15553 15556	-	EN 14538 (5)
Fósforo, máx. (7)	mg/kg	10	15553	4951	EN 14107 (5) EN 16294 (5)
Corrosividade ao cobre, 3h a 50°C, máx. (6)	-	1	14359	130	EN ISO 2160
Número Cetano (6)	-	Anotar	-	613 6890 (8)	EN ISO 5165
Ponto de entupimento de filtro a frio, máx.	°C	(9)	14747	6371	EN 116
Índice de acidez, máx.	mg KOH/g	0,50	14448 -	664 -	EN 14104 (5)
Glicerol livre, máx.	% massa	0,02	15771 15908 (5) -	6584 (5) -	EN 14105 (5) EN 14106 (5)
Glicerol total, máx. (10)	% massa	0,25	15344 15908 (5)	6584 (5) -	EN 14105 (5)
Monoacilglicerol, máx.	% massa	0,7	15342 (5) 15344 15908 (5)	6584 (5)	EN 14105 (5)
Diacilglicerol, máx.	% massa	0,20	15342 (5) 15344 15908 (5)	6584 (5)	EN 14105 (5)
Triacilglicerol, máx.	% massa	0,20	15342 (5) 15344 15908 (5)	6584 (5)	EN 14105 (5)
Metanol e/ou Etanol, máx.	% massa	0,20	15343	-	EN 14110 (5)
Índice de Iodo	g/100g	Anotar	-	-	EN 14111 (5)
Estabilidade à oxidação a 110°C, mín. (11)	h	6 (12)	-	-	EN 14112 (5) EN 15751 (5)

FEDERAÇÃO	Jan	Fev	Mar	Abr	Mai	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Nov	Dez
SP - MG - MS	14	14	14	12	8	8	8	8	8	12	14	14
GO/DF - MT - ES - RJ	14	14	14	14	10	10	10	10	10	14	14	14
PR - SC - RS	14	14	14	10	5	5	5	5	5	10	14	14

ANEXO B - CATÁLOGOS DE FORNECEDORES DE CALDEIRAS



Características Técnicas

- » Tipo Aquatubular "monodrum" 01 (um) balão, com Grelha rotativa ou fixa, ambas refrigeradas por água fria da própria caldeira.
- » Vapor: Saturado ou Superaquecido até 480°C
- » Capacidade: 10 a 80 toneladas/hora de vapor
- » Pressão de trabalho: 15 a 68 kgf/cm²
- » Projetos especiais adequados a necessidades de cada cliente sob consulta.

Condições operacionais

- » Teor de CO₂ 14 %
- » Teor de CO: abaixo de 100 PPM

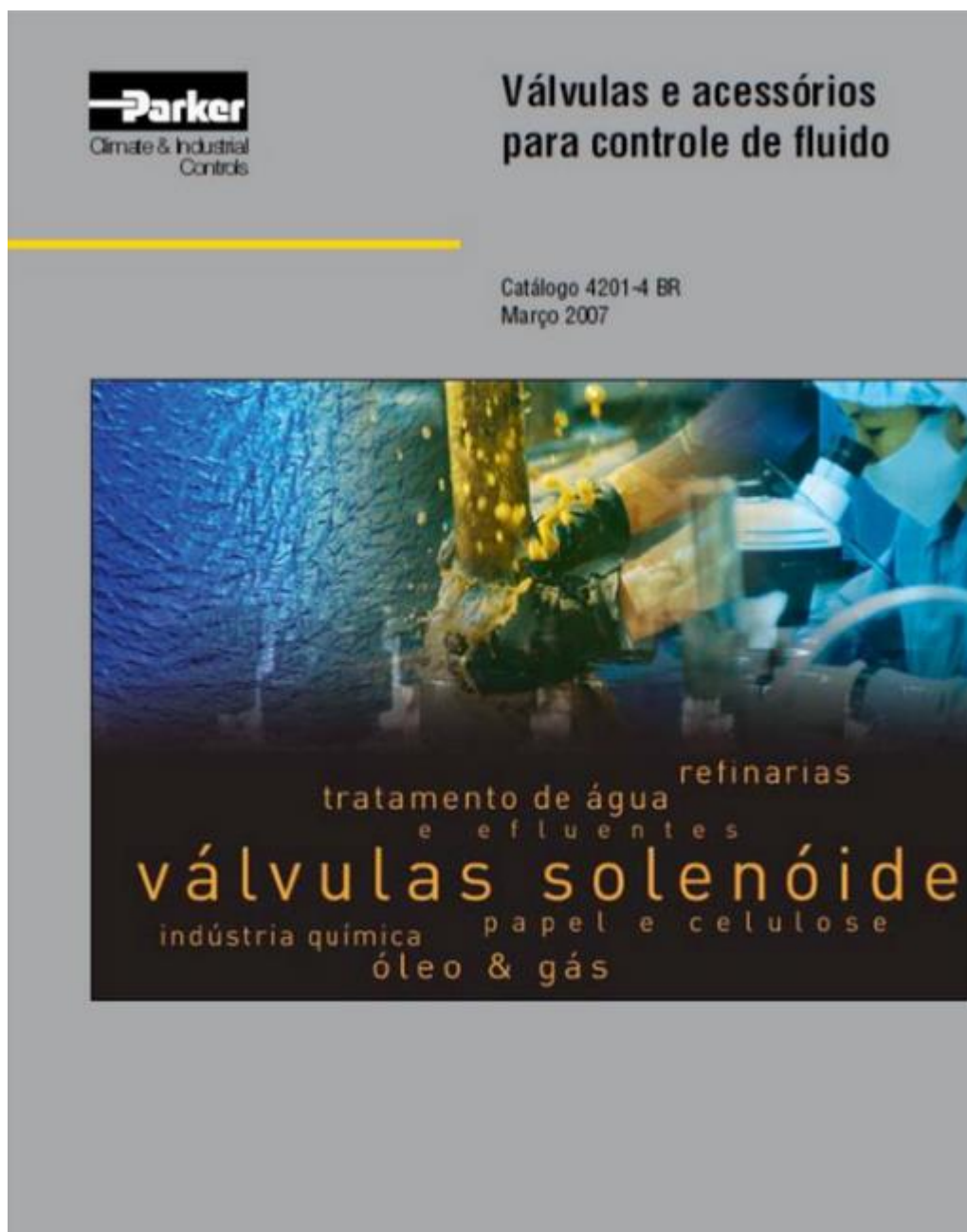
Principais combustíveis

- » Cavaco
- » Serragem/maravalha
- » Lenha em toras
- » Casca de café
- » Casca de arroz

Principais aplicações

- » Indústria alimentícia
- » Indústria de amidos
- » Indústria de bebidas
- » Indústria de compensados
- » Indústria frigorífica

ANEXO C – VÁLVULAS ATUADAS



Fonte: PARKER, 2018.

ANEXO D – VÁLVULA DE BLOQUEIO

Válvulas de Bloqueio Globo

As válvulas globo Spirax Sarco oferecem estanqueidade e segurança absoluta nas operações de bloqueio em sistemas de vapor, gases e líquidos. Apresentam grande maciez ao abrir ou fechar a válvula sob todas as condições de operação.

As válvulas BSA, graças ao seu fole, são protegidas contra vazamentos, atendendo às mais exigentes normas internacionais sobre emissões industriais.



Material do Corpo	PMO	TMO	Tamanhos Disponíveis									
			½"	¾"	1"	1½"	2"	2½"	3"	4"	6"	8"
Ferro Fundido	16 bar (g)	300°C	BSA1T									
	16 bar (g)	300°C	GSA									
Ferro Nodular	25 bar (g)	350°C	BSA2T									
Aço Carbono	40 bar (g)	425°C	BSA3T									

Fonte: SPIRAX SARCO, 2017.

ANEXO E – VÁLVULA DE SEGURANÇA



Válvula de Segurança e Alívio SV80H

Conexões de entrada:	1" (DN25) a 12" (DN300)
Conexões de saída:	2" (DN50) a 16" (DN400)
Orifícios:	D a T (API STD 526) - V e W (super capacidade)
Tipos das conexões:	Flangeadas
Classe das conexões:	150# a 2500#
Faixa de pressão de ajuste:	0,3 a 413 bar (g)
Contrapressão:	Conforme Norma API STD 526
Blowdown:	4 a 10% (ajustável)
Temperatura:	-268 °C a 538 °C
Tipo de construção:	Convencional e balanceada (fole)
Castelo:	Fechado, venteado e aberto
Materiais:	Corpo e castelo em Aço Carbono e Aço Liga, internos em Aço Inox. Ligas especiais disponíveis para aplicações específicas
Acessórios:	Sede resiliente, alavanca de teste e camisa de vapor
Códigos:	ASME Sec. VIII
Aplicações:	Vapores, gases e líquidos. Vasos de pressão, tubulações, compressores, acumuladores e equipamentos em geral.
Certificação:	ASME Sec. VIII (UV)

Fonte: SPIRAX SARCO, 2017.

ANEXO F – VÁLVULA REDUTORA DE PRESSÃO



Válvulas redutoras de pressão multifuncionais para vapor.

Faixa de Pressão Operacional: **0,01 - 2,1 MPaG**

Faixa de Temperatura Operacional: **0 - 220 °C**

Fonte: TLV, 2017.

ANEXO G – ISOLAMENTO TÉRMICO PARA ÁGUA GELADA



Características Comuns	
Temperatura de trabalho	-50°C a + 105°C
Condutividade Térmica (λ) a 0°C	0,035W/(m.k)
Estrutura celular	Fechada
Resistência ao vapor d'água (μ)	5.000 / 10.000
Barreira de Vapor	Incorporada
Comportamento ao fogo	Auto-extinguível, não propaga chamas, não goteja (Classificação M1)
Comportamento biológico e químico	Resistente a envelhecimento, putrefação, óleo e água
Meio Ambiente	Material não friboso isento de CFC e HCFC

Fonte: NEOTÉRMICA, 2018.

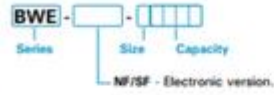
ANEXO H – CHILLER BWE-SF-51924

chillers

negative temperature

BWE series

Nomenclature



Technical features

400V-III-50 Hz, R-404A, Ethylene glycol

Series / Model	Compressor			Cooling capacity (kW)				Nominal power (kW) *	Max. allowed current (A)	Condenser			Fluid flow (m³/h)	Pressure drop (m.a.s.l.) [†]	Available pressure (m.a.s.l.) [‡] with hydraulic system*	Hydraulic connection	Sound pressure level (dB(A)) [§]	
	Type	Model	Temp. ambient	Fluid outlet temperature (°C) % ethylene glycol (nominal)						Fan Ø (mm)	Air flow (m³/s)	Weight (kg)						
				-10 °C 70%	-15 °C 60%	-20 °C 40%	-25 °C 30%											
1 temperature	H	NT2215	35 °C	14,2	11,4	8,1	6,8	6,1	26,5	Ø630	10.000	280	1,2	1,8	15,3	1 1/2"	38	
			45 °C	11,5	8,9	7,2	6,2											
	S	2F18KV	35 °C	12,4	10,5	8,8	7,5	5,2	17,0	Ø630	10.000	265	1,6	1,8	15,3	1 1/2"	37	
			45 °C	11,7	9,8	8,4	7,1											
	H	NT2271	2F24KV	35 °C	17,2	14,3	11,5	8,8	7,7	31,2	Ø630	10.000	285	1,6	2,4	14,1	1 1/2"	39
				45 °C	14,0	11,5	9,1	8,0										
S	2F24KV	35 °C	16,4	14,1	11,9	10,0	6,5	20,1	Ø630	10.000	285	2,2	2,5	13,9	1 1/2"	37		
		45 °C	14,8	12,0	10,0	8,2												
S	2F33KV	35 °C	21,0	18,0	15,3	12,8	8,2	29,7	Ø630	10.000	290	2,8	2,7	12,2	1 1/2"	37		
		45 °C	19,4	16,6	14,1	12,0												
S	2F40KV	35 °C	25,4	21,8	18,5	15,6	10,4	30,6	Ø630	10.000	290	3,3	3,5	11,8	1 1/2"	38		
		45 °C	23,2	20,0	17,1	14,5												
S	2F48KV	35 °C	29,8	25,6	21,9	18,4	13,1	32,4	Ø630	10.000	290	3,8	3,3	10,8	2"	42		
		45 °C	28,0	23,2	20,0	17,5												
2 temperature	S	2x 2F33KV	35 °C	41,0	36,3	30,1	26,3	18,3	90,1	Ø900	22.000	370	5,4	3,7	18,7	2"	42	
			45 °C	37,3	32,2	27,0	23,5											
	S	2x 2F40KV	35 °C	51,2	44,0	37,3	31,3	21,6	99,9	Ø900	23.000	470	6,6	3,8	19,2	2 1/2"	45	
			45 °C	47,0	40,1	34,4	29,1											
	S	2x 2F48KV	35 °C	61,8	52,9	44,8	37,7	25,8	93,5	Ø900	22.000	470	8,0	3,9	13,3	2 1/2"	45	
			45 °C	58,5	49,7	41,4	36,1											
3 temperature	S	4x 2F33KV	35 °C	94,8	72,9	61,4	51,4	37,6	99,4	Ø900	44.000	1.015	10,8	3,8	21,6	DN80	45	
			45 °C	88,5	68,7	57,0	48,1											
	S	4x 2F40KV	35 °C	102,4	86,0	74,8	62,7	42,8	118,1	Ø900	44.000	1.015	13,2	4,0	17,7	DN80	48	
			45 °C	93,9	71,0	60,9	50,2											
	S	4x 2F48KV	35 °C	122,3	106,8	93,7	79,4	52,4	127,9	Ø900	44.000	1.015	16,0	4,3	20,1	DN80	48	
			45 °C	113,1	97,3	82,9	70,1											

As an option

- Defrosting cycle of air blowers by glycol heating.
- Inbuilt hydraulic system with circulation hydraulic pump (auxiliary hydraulic pump as an option), service valves, anti back-flow valves, expansion tank, safety valve, mesh filter, air vent and draining valve.
- Buffer tank with differential pressure valve (page 99).
- Hydraulic variable displacement pump for secondary circuit (page 99).
- Anticorrosion coil coating.
- External communication by ModBus protocol and RS485 connection.

* Cooling capacity according to nominal conditions and related to -25 °C ethylene glycol outlet temperature, 50% volume concentration and 35 °C ambient temperature.

Pressure drop at the heat exchanger.

Available pressure shown in m.a.s.l. for chiller with hydraulic system and hydraulic pump. Please, ask us for the pressure drop in case of other hydraulic system configuration.

Sound pressure level shown in dB(A) at 10 metres distance from the source in free field.

Compressor type according to the following nomenclature:

H = Hermetic reciprocating compressor

S = EVI = Scroll compressor with EVI vapour injection system.

ANEXO I – COMPRESSOR ATLAS COPCO

TYPE	Working pressure		l/s	Capacity FAD (1)		Installed motor power	Noise level (2)	Weight	
	psig	bar(e)		m ³ /min	cfm			kg	lbs
60 Hz									
G 110	100	6.9	312	18.7	661	150	78	3000	6614
	125	8.6	307	18.4	650	150	78	3000	6614
G 132	150	10.3	272	16.3	576	150	78	3000	6614
	100	6.9	383	23.0	812	175	78	3100	6834
G 160	125	8.6	338	20.3	716	175	78	3100	6834
	150	10.3	306	18.4	648	175	78	3100	6834
G 200	100	6.9	427	25.6	905	215	78	3375	7441
	125	8.6	390	23.6	833	215	78	3375	7441
G 250	150	10.3	362	21.7	767	215	78	3375	7441
	100	6.9	502	35.5	1254	250	78	5405	11916
G 315	125	8.6	545	32.7	1155	250	78	5405	11916
	150	10.3	513	30.8	1087	250	78	5405	11916
G 375	100	6.9	681	40.9	1443	300	78	5695	12555
	125	8.6	667	40.0	1413	300	78	5695	12555
G 450	150	10.3	626	37.6	1226	300	78	5695	12555
	125	8.6	127	468	269	214	78	3415	7529
G 160VSD	150	10.3	177	10.6	375	214	78	3415	7529

Reference conditions:

- Absolute inlet pressure 1 bar (14.5 psi)
- Intake air temperature 20°C (68°F)
- Cooling medium temperature 20°C (68°F)

(1) Unit performance measured according to ISO 1217 Annex C, Edition 4 (2009). FAD is measured at the following working pressures:

- 100 psi variants at 100 psi
- 125 psi variants at 125 psi
- 150 psi variants at 150 psi

(2) Noise level

A-weighted emission sound pressure level at the work station, Lp WSA (re 20 µPa) dB (with uncertainty 3 dB). Values determined according to noise level test code ISO 2151 and noise measurement standard ISO 9614.

ANEXO J – BOMBAS KSB

Manual de Curvas Características / Performance Curves Booklet / Manual de Curvas Características
Nº A27484244-1P/CS/7



60 Hz - 3500 e 1750 rpm

Tamanho Size Tamaño	n=3500 rpm		n=1750 rpm	
	Página / Page / Página	Página / Page / Página	Página / Page / Página	Página / Page / Página
25-150	3	30	65-200	23
25-200	4	31	65-250	24
32-125.1	5	32	80-180	25
32-160.1	6	33	80-200	26
32-200.1	7	34	80-250	27
32-250.1	8	35	80-315	-
32-125	9	36	80-400	-
32-160	10	37	100-160	28
32-200	11	38	100-200	29
32-250	12	39	100-250	-
40-125	13	40	100-315	-
40-160	14	41	100-400	-
40-200	15	42	125-200	-
40-250	16	43	125-250	-
40-315	-	44	125-315	-
50-125	17	45	125-400	-
50-160	18	46	150-200	-
50-200	19	47	150-250	-
50-250	20	48	150-315	-
50-315	-	49	150-400	-
65-125	21	50		
65-160	22	51		

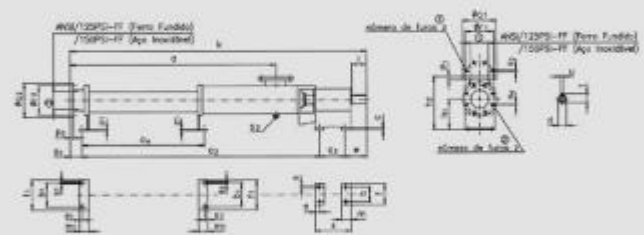


Bomba NEMO® SÉRIE NM...SY... (com mancal)

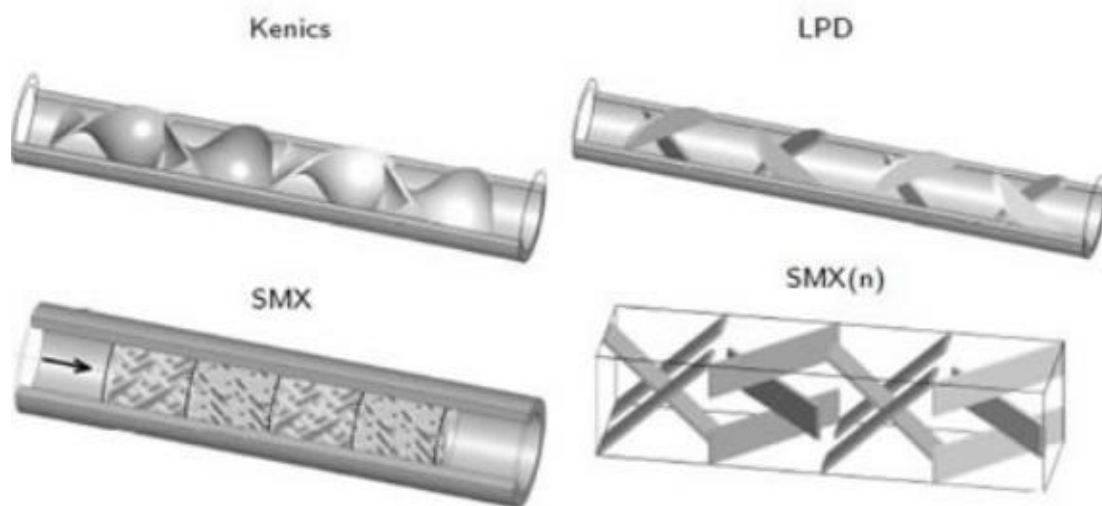
■ Especialmente indicada para montagem anéis de correas e polias ou motorreductor e acoplamento elástico.



Bomba NEMO® SÉRIE NM...SY... 01 e 02 estágios



Modelos	Dimensões Mécnicas																AM2	Flange	Pasta de estág																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																		
	A	A ₁	A ₂	A ₃	A ₄	A ₅	A ₆	A ₇	A ₈	A ₉	A ₁₀	A ₁₁	A ₁₂	A ₁₃	A ₁₄	A ₁₅				A ₁₆																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																																	
NM0105 - 025.12 / 01.00	41	43	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95	100	105	110	115	120	125	130	135	140	145	150	155	160	165	170	175	180	185	190	195	200	205	210	215	220	225	230	235	240	245	250	255	260	265	270	275	280	285	290	295	300	305	310	315	320	325	330	335	340	345	350	355	360	365	370	375	380	385	390	395	400	405	410	415	420	425	430	435	440	445	450	455	460	465	470	475	480	485	490	495	500	505	510	515	520	525	530	535	540	545	550	555	560	565	570	575	580	585	590	595	600	605	610	615	620	625	630	635	640	645	650	655	660	665	670	675	680	685	690	695	700	705	710	715	720	725	730	735	740	745	750	755	760	765	770	775	780	785	790	795	800	805	810	815	820	825	830	835	840	845	850	855	860	865	870	875	880	885	890	895	900	905	910	915	920	925	930	935	940	945	950	955	960	965	970	975	980	985	990	995	1000	1005	1010	1015	1020	1025	1030	1035	1040	1045	1050	1055	1060	1065	1070	1075	1080	1085	1090	1095	1100	1105	1110	1115	1120	1125	1130	1135	1140	1145	1150	1155	1160	1165	1170	1175	1180	1185	1190	1195	1200	1205	1210	1215	1220	1225	1230	1235	1240	1245	1250	1255	1260	1265	1270	1275	1280	1285	1290	1295	1300	1305	1310	1315	1320	1325	1330	1335	1340	1345	1350	1355	1360	1365	1370	1375	1380	1385	1390	1395	1400	1405	1410	1415	1420	1425	1430	1435	1440	1445	1450	1455	1460	1465	1470	1475	1480	1485	1490	1495	1500	1505	1510	1515	1520	1525	1530	1535	1540	1545	1550	1555	1560	1565	1570	1575	1580	1585	1590	1595	1600	1605	1610	1615	1620	1625	1630	1635	1640	1645	1650	1655	1660	1665	1670	1675	1680	1685	1690	1695	1700	1705	1710	1715	1720	1725	1730	1735	1740	1745	1750	1755	1760	1765	1770	1775	1780	1785	1790	1795	1800	1805	1810	1815	1820	1825	1830	1835	1840	1845	1850	1855	1860	1865	1870	1875	1880	1885	1890	1895	1900	1905	1910	1915	1920	1925	1930	1935	1940	1945	1950	1955	1960	1965	1970	1975	1980	1985	1990	1995	2000	2005	2010	2015	2020	2025	2030	2035	2040	2045	2050	2055	2060	2065	2070	2075	2080	2085	2090	2095	2100	2105	2110	2115	2120	2125	2130	2135	2140	2145	2150	2155	2160	2165	2170	2175	2180	2185	2190	2195	2200	2205	2210	2215	2220	2225	2230	2235	2240	2245	2250	2255	2260	2265	2270	2275	2280	2285	2290	2295	2300	2305	2310	2315	2320	2325	2330	2335	2340	2345	2350	2355	2360	2365	2370	2375	2380	2385	2390	2395	2400	2405	2410	2415	2420	2425	2430	2435	2440	2445	2450	2455	2460	2465	2470	2475	2480	2485	2490	2495	2500	2505	2510	2515	2520	2525	2530	2535	2540	2545	2550	2555	2560	2565	2570	2575	2580	2585	2590	2595	2600	2605	2610	2615	2620	2625	2630	2635	2640	2645	2650	2655	2660	2665	2670	2675	2680	2685	2690	2695	2700	2705	2710	2715	2720	2725	2730	2735	2740	2745	2750	2755	2760	2765	2770	2775	2780	2785	2790	2795	2800	2805	2810	2815	2820	2825	2830	2835	2840	2845	2850	2855	2860	2865	2870	2875	2880	2885	2890	2895	2900	2905	2910	2915	2920	2925	2930	2935	2940	2945	2950	2955	2960	2965	2970	2975	2980	2985	2990	2995	3000	3005	3010	3015	3020	3025	3030	3035	3040	3045	3050	3055	3060	3065	3070	3075	3080	3085	3090	3095	3100	3105	3110	3115	3120	3125	3130	3135	3140	3145	3150	3155	3160	3165	3170	3175	3180	3185	3190	3195	3200	3205	3210	3215	3220	3225	3230	3235	3240	3245	3250	3255	3260	3265	3270	3275	3280	3285	3290	3295	3300	3305	3310	3315	3320	3325	3330	3335	3340	3345	3350	3355	3360	3365	3370	3375	3380	3385	3390	3395	3400	3405	3410	3415	3420	3425	3430	3435	3440	3445	3450	3455	3460	3465	3470	3475	3480	3485	3490	3495	3500	3505	3510	3515	3520	3525	3530	3535	3540	3545	3550	3555	3560	3565	3570	3575	3580	3585	3590	3595	3600	3605	3610	3615	3620	3625	3630	3635	3640	3645	3650	3655	3660	3665	3670	3675	3680	3685	3690	3695	3700	3705	3710	3715	3720	3725	3730	3735	3740	3745	3750	3755	3760	3765	3770	3775	3780	3785	3790	3795	3800	3805	3810	3815	3820	3825	3830	3835	3840	3845	3850	3855	3860	3865	3870	3875	3880	3885	3890	3895	3900	3905	3910	3915	3920	3925	3930	3935	3940	3945	3950	3955	3960	3965	3970	3975	3980	3985	3990	3995	4000	4005	4010	4015	4020	4025	4030	4035	4040	4045	4050	4055	4060	4065	4070	4075	4080	4085	4090	4095	4100	4105	4110	4115	4120	4125	4130	4135	4140	4145	4150	4155	4160	4165	4170	4175	4180	4185	4190	4195	4200	4205	4210	4215	4220	4225	4230	4235	4240	4245	4250	4255	4260	4265	4270	4275	4280	4285	4290	4295	4300	4305	4310	4315	4320	4325	4330	4335	4340	4345	4350	4355	4360	4365	4370	4375	4380	4385	4390	4395	4400	4405	4410	4415	4420	4425	4430	4435	4440	4445	4450	4455	4460	4465	4470	4475	4480	4485	4490	4495	4500	4505	4510	4515	4520	4525	4530	4535	4540	4545	4550	4555	4560	4565	4570	4575	4580	4585	4590	4595	4600	4605	4610	4615	4620	4625	4630	4635	4640	4645	4650	4655	4660	4665	4670	4675	4680	4685	4690	4695	4700	4705	4710	4715	4720	4725	4730	4735	4740	4745	4750	4755	4760	4765	4770	4775	4780	4785	4790	4795	4800	4805	4810	4815	4820	4825	4830	4835	4840	4845	4850	4855	4860	4865	4870	4875	4880	4885	4890	4895	4900	4905	4910	4915	4920	4925	4930	4935	4940	4945	4950	4955	4960	4965	4970	4975	4980	4985	4990	4995	5000	5005	5010	5015	5020	5025	5030	5035	5040	5045	5050	5055	5060	5065	5070	5075	5080	5085	5090	5095	5100	5105	5110	5115	5120	5125	5130	5135	5140	5145	5150	5155	5160	5165	5170	5175	5180	5185	5190	5195	5200	5205	5210	5215	5220	5225	5230	5235	5240	5245	5250	5255	5260	5265	5270	5275	5280	5285	5290	5295	5300	5305	5310	5315	5320	5325	5330	5335	5340	5345	5350	5355	5360	5365	5370	5375	5380	5385	5390	5395	5400	5405	5410	5415	5420	5425	5430	5435	5440	5445	5450	5455	5460	5465	5470	5475	5480	5485	5490	5495	5500	5505	5510	5515	5520	5525	5530	5535	5540	5545	5550	5555	5560	5565	5570	5575	5580	5585	5590	5595	5600	5605	5610	5615	5620	5625	5630	5635	5640	5645	5650	5655	5660	5665	5670	5675	5680	5685	5690	5695	5700	5705	5710	5715	5720	5725	5730	5735	5740	5745	5750	5755	5760	5765	5770	5775	5780	5785	5790	5795	5800	5805	5810	5815	5820</

ANEXO K – MISTURADOR ESTÁTICO

Fonte: SNATURAL (2021).

ANEXO L – VÁLVULA SAMSON

DATA SHEET

T 8012 EN

Series 240 · Type 3241-1 and Type 3241-7 Pneumatic Control Valves

Type 3241 Globe Valve · ANSI version

**Application**

Control valve for process engineering and industrial applications

Valve size	NPS ½ to 12
Pressure rating	Class 125 to 300
Temperatures	-325 to +842 °F (-196 to +450 °C)

Type 3241 Globe Valve operated with

- Type 3271 Pneumatic Actuator (Type 3241-1 Control Valve)
- Type 3277 Pneumatic Actuator (Type 3241-7 Control Valve)

Valve body made of

- Cast iron
- Cast steel, cast stainless steel or cast cold-resisting steel
- Forged steel or forged stainless steel
- Special materials

Undivided valve bonnet up to NPS 6

Valve plug

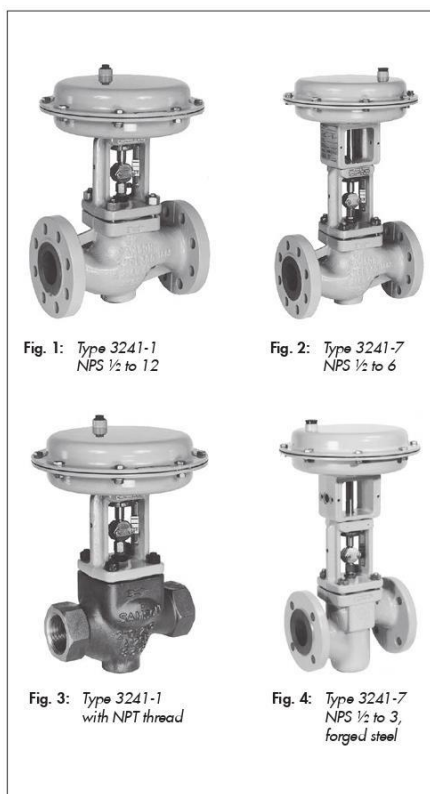
- Metal seal
- Soft seal
- High-performance metal seal

The control valves, designed according to the modular assembly principle, can be equipped with various accessories: Positioners, limit switches, solenoid valves and other accessories according to IEC 60534-6-1 ¹⁾ and NAMUR recommendation. Refer to Information Sheet ▶ T 8350 for more details.

Versions

Standard version for temperatures ranging from -15 to 430 °F (-10 to +220 °C)

- **Type 3241-1** (Fig. 1, Fig. 3) · NPS ½ to 12 · With Type 3271 Pneumatic Actuator (see Data Sheets ▶ T 8310-1, ▶ T 8310-2, and ▶ T 8310-3)
- **Type 3241-7** (Fig. 2, Fig. 4) · NPS ½ to 6 · With Type 3277 Pneumatic Actuator for integral positioner attachment (see Data Sheet ▶ T 8310-1)

Fig. 1: Type 3241-1
NPS ½ to 12Fig. 2: Type 3241-7
NPS ½ to 6Fig. 3: Type 3241-1
with NPT threadFig. 4: Type 3241-7
NPS ½ to 3,
forged steel

¹⁾ Accessories required. See associated actuator documentation.

4

T 8000-3 EN (3241)

Table 3241.1: K_v coefficients (m³/h) for Type 3241 Globe Valve: Standard plug without flow divider, with equal percentage characteristic · Version with bellows seal up to max. 100 % travel

K_{vs}	C_v	DN	NPS	NR	CH	Seat Ø [mm]	Travel [mm]	Travel in % · Flow coefficient (K_v coefficient)												
								0	5	10	20	30	40	50	60	70	80	90	100	110
▶ 0.1	0.12	15, 20, 25	½, ¾, 1	Without	Equal percentage	3	15	0.0017	0.0024	0.0030	0.0043	0.0060	0.0084	0.0130	0.0192	0.0269	0.0418	0.0643	0.0985	0.150
▶ 0.16	0.2	15, 20, 25	½, ¾, 1			3	15	0.0019	0.0024	0.0032	0.0048	0.0071	0.0116	0.018	0.027	0.040	0.058	0.093	0.172	0.267
▶ 0.25	0.3	15, 20, 25	½, ¾, 1			3	15	0.0038	0.0044	0.0054	0.0082	0.0136	0.0210	0.0318	0.0482	0.0766	0.119	0.185	0.274	0.315
▶ 0.4	0.5	15, 20, 25, 32, 40, 50	½, ¾, 1, 1½, 2			6	15	0.008	0.009	0.011	0.019	0.029	0.044	0.064	0.093	0.131	0.191	0.284	0.436	0.753
▶ 0.63	0.75	15, 20, 25, 32, 40, 50	½, ¾, 1, 1½, 2			6	15	0.013	0.019	0.024	0.036	0.053	0.072	0.103	0.143	0.213	0.315	0.461	0.676	1.0
▶ 1	1.2	15, 20, 25, 32, 40, 50	½, ¾, 1, 1½, 2			6	15	0.019	0.025	0.031	0.044	0.066	0.097	0.149	0.226	0.338	0.495	0.738	1.10	1.27
▶ 1.6	2	15, 20, 25, 32, 40, 50	½, ¾, 1, 1½, 2			12	15	0.0240	0.0328	0.0410	0.0627	0.096	0.147	0.221	0.339	0.515	0.779	1.16	1.71	2.59
▶ 2.5	3	15, 20, 25, 32, 40, 50	½, ¾, 1, 1½, 2			12	15	0.034	0.046	0.060	0.098	0.153	0.239	0.364	0.554	0.841	1.24	1.81	2.77	3.72
▶ 4	5	15, 20, 25, 32, 40, 50	½, ¾, 1, 1½, 2			12	15	0.082	0.096	0.118	0.177	0.267	0.382	0.564	0.872	1.39	2.37	3.53	4.19	4.5
▶ 6.3	7.5	20, 25, 32, 40, 50	¾, 1, 1½, 2			24	15	0.14	0.17	0.21	0.30	0.42	0.63	0.95	1.35	2.00	2.94	4.34	6.65	9.1
▶ 10	12	20, 25, 32, 40, 50	¾, 1, 1½, 2			24	15	0.13	0.23	0.29	0.47	0.70	1.02	1.46	2.10	3.05	4.7	8.1	10.5	12.3
▶ 16	20	32, 40, 50	1½, 2			31	15	0.35	0.44	0.53	0.78	1.19	1.79	2.6	3.8	5.6	8.5	12.4	16.1	18.3
▶ 25	30	40, 50, 65, 80	1½, 2, 2½, 3			38	15	0.52	0.65	0.80	1.14	1.72	2.6	4.1	6.8	10.4	14.9	19.5	23.8	26.7
▶ 40	47	50, 65, 80	2, 2½, 3			48	15	0.75	0.81	0.99	2.0	4.3	8.1	13.3	19.4	25.3	30.7	35.1	39.2	42.6
▶ 60	70	65, 80	2½, 3			63	15	1.7	1.9	2.2	3.3	5.6	10.4	18.4	26.3	34.4	41.8	49.3	56.3	61.9
▶ 63	75	100, 150	4, 6			63	30	1.6	2.0	2.5	3.5	5.1	7.2	10.4	14.8	22.3	34.5	49.4	62.5	73.0
▶ 80	95	80	3			80	15	2.4	3.0	3.7	5.4	7.9	11.9	19.5	28.4	38.6	50.0	61.7	74.0	85.7
▶ 100	120	80	3			80	19	2.4	3.2	4.2	6.7	11.1	20.1	31.8	45.5	60.2	75.5	90.3	103.9	
▶ 100	120	100, 125, 150	4, 6			80	30	1.05	1.44	2.0	3.4	5.6	8.4	13.6	22.9	39.9	59.9	80.5	99.2	115.9
▶ 160	190	100, 125, 150	4, 6			100	30	3.8	4.6	5.4	7.7	11.1	17.5	31.2	51.2	75.8	100.0	125.3	148.1	164.9
▶ 200	-	125	-			110	30	4.1	5.6	6.7	9.6	12.6	17.1	26.9	44.3	77.2	115.9	155.7	191.9	217.1
▶ 250	290	200, 250, 300	8, 10, 12			125	60	6.9	8.3	10.0	14.1	20.3	28.8	41.9	59.3	89.8	138.8	198.3	251.3	293.1
▶ 260	300	150	6			130	30	7.0	8.4	11.1	19.5	36.8	67.1	100.8	136.1	169.6	203.7	235.1	264.1	289.3
▶ 360	420	200, 250, 300	8, 10, 12			150	60	8.2	10.4	13.2	19.6	28.6	41.4	57.9	91.9	154.5	232.1	311.5	390.1	448.8
▶ 630	735	200, 250, 300	8, 10, 12			200	60	14.5	18.1	22.3	34.6	58.2	113.1	200.1	298.0	408.9	483.5	545.1	580.4	608.5
▶ 1000	1150	250, 300	10, 12			250	120	13.9	19.5	27.5	46.2	76.4	118.3	177.8	260.4	399.9	612.2	843.9	1074.2	1184.6
▶ 1500	1730	300	12			300	120	20.1	28.2	39.7	66.7	103.2	153.9	231.2	338.5	519.8	795.8	1097.0	1396.2	1502.5