



Otimização da Produção Específica de Biodiesel: Caso de estudo na Bioport

Paulo Ricardo Soares Mendes

UMinho | 2022

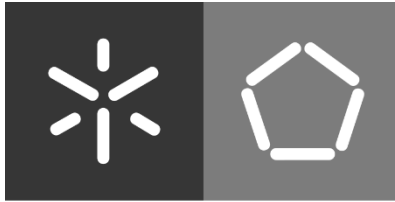


Universidade do Minho
Escola de Engenharia

Paulo Ricardo Soares Mendes

Otimização da Produção Específica de Biodiesel: Caso de estudo na Bioport

outubro 2022



Universidade do Minho

Escola de Engenharia

Paulo Ricardo Soares Mendes

**Otimização da Produção Específica de
Biodiesel: Caso de estudo na Bioport**

Dissertação de Mestrado

Mestrado Integrado em Engenharia Mecânica

Trabalho efetuado sob a orientação de

Professor Doutor José Carlos Fernandes Teixeira

Professora Flávia Vieira Barbosa

Eng. André Caetano

outubro 2022

DIREITOS DE AUTOR E CONDIÇÕES DE UTILIZAÇÃO DO TRABALHO POR TERCEIROS

Este é um trabalho académico que pode ser utilizado por terceiros desde que respeitadas as regras e boas práticas internacionalmente aceites, no que concerne aos direitos de autor e direitos conexos.

Assim, o presente trabalho pode ser utilizado nos termos previstos na licença abaixo indicada.

Caso o utilizador necessite de permissão para poder fazer um uso do trabalho em condições não previstas no licenciamento indicado, deverá contactar o autor, através do RepositóriUM da Universidade do Minho.

Licença concedida aos utilizadores deste trabalho



Atribuição-NãoComercial

CC BY-NC

<https://creativecommons.org/licenses/by-nc/4.0/>

AGRADECIMENTOS

Na realização da presente dissertação, contei com o apoio direto e indireto de múltiplas pessoas, às quais estou profundamente grato. Correndo o risco de injustamente não mencionar algum dos contributos, quero deixar expresso os meus sinceros agradecimentos:

Ao orientador desta dissertação, o Professor Doutor José Carlos Teixeira,
pela orientação prestada, pelo seu incentivo, disponibilidade e apoio que sempre demonstrou.

À co-orientadora, Professora Flávia Vieira Barbosa,
pela sua disponibilidade em ajudar, pelo seu incentivo e igualmente pelo seu apoio na elaboração deste trabalho.

À *Bioport* e, em especial, ao Eng. André Caetano
que sempre se mostrou disponível para me ajudar ao máximo, fornecendo todo o tipo de informação necessária e esclarecendo todas as dúvidas que surgiram ao longo deste percurso.

A toda a minha família,
por todo o apoio económico, pela força e pelo carinho que sempre me prestaram ao longo de toda a minha vida académica, bem como pelo apoio incondicional que sempre prestaram na elaboração da presente dissertação a qual, sem o seu apoio, teria sido impossível.

A todos os meus amigos e colegas,
que de uma forma direta ou indireta, contribuíram ou auxiliaram na elaboração do presente trabalho, pela paciência, atenção e força que prestaram em momentos menos fáceis. Para não correr o risco de não enumerar algum não vou identificar ninguém, aqueles a quem este agradecimento se dirige sabê-lo-ão.

DECLARAÇÃO DE INTEGRIDADE

Declaro ter atuado com integridade na elaboração do presente trabalho académico e confirmo que não recorri à prática de plágio nem a qualquer forma de utilização indevida ou falsificação de informações ou resultados em nenhuma das etapas conducente à sua elaboração.

Mais declaro que conheço e que respeitei o Código de Conduta Ética da Universidade do Minho.

STATEMENT OF INTEGRITY

I declare that I have acted with integrity in the preparation of this academic work and confirm that I have not resorted to the practice of or any form of misuse or falsification of information or results in any of the stages leading to its preparation.

I further declare that I know and that I have respected the Code of Ethical Conduct of the University of Minho.

Universidade do Minho, 31 de outubro de 2022

RESUMO

O biodiesel é um combustível renovável que é produzido principalmente a partir de óleos vegetais e gorduras animais. Os regulamentos ambientais têm vindo a desenvolver enorme interesse no biodiesel como combustível alternativo, com o principal objetivo de reduzir as emissões associadas ao setor dos transportes.

A presente dissertação é, então, o resultado de uma análise energética efetuada a uma empresa do setor dos biocombustíveis, mais precisamente, uma empresa que se dedica à produção industrial de biodiesel. Uma vez que a empresa é caracterizada por ser uma consumidora intensiva de energia, tendo consumido ao longo do ano de 2021 1120,46 tep, são diversas as oportunidades de otimização do consumo energético a ter em conta, as quais poderão resultar numa redução de custos significativa.

Tendo por base a identificação dos processos envolvidos na produção de biodiesel e o consumo energético que lhes é associado, determinou-se a energia consumida na sua produção. A identificação dos equipamentos presentes e a sua análise detalhada permitiu identificar os principais consumidores de energia. Esta análise, não só permitiu determinar o consumo específico de energia por tonelada de biodiesel produzido (118,03 kWh/ton de biodiesel) como também permitiu identificar numa base quantitativa as possíveis melhorias a serem adotadas com o objetivo de reduzir o consumo energético.

Tendo como principal objetivo a otimização energética de um dos setores de produção, tornou-se imprescindível realizar uma análise energética à empresa pois permitiu não só ficar a conhecer a quantidade de energia consumida por cada tonelada de biodiesel produzido como também o peso que o setor estudado tem no consumo global da empresa. Com a monitorização dos vários equipamentos, efetuou-se um estudo do consumo energético do setor a ser otimizado, nomeadamente o consumo de energia térmica e elétrica.

Concluído esse estudo, foi possível identificar possíveis melhorias a serem adotadas com vista a otimizar o consumo energético e, conseqüentemente, reduzir o custo associado. Por um lado, e adotando-se as medidas mencionadas, será possível economizar mais de 29,5 ton de pellets por ano no que diz respeito à produção de calor. Por outro lado, a substituição do chiller atual pelo novo equipamento sugerido permite uma redução na ordem dos 70% da potência elétrica absorvida associada à produção de “frio”. O estudo identifica ainda possíveis trabalhos que deveriam ser feitos futuramente de modo a aprimorar o trabalho realizado.

PALAVRAS-CHAVE

BIODIESEL, CONSUMO ENERGÉTICO, OTIMIZAÇÃO

ABSTRACT

Biodiesel is a renewable fuel that is mainly produced from vegetable oils and animal fats. Environmental regulations have been developing enormous interest in biodiesel as an alternating fuel, with the main objective of reducing emissions associated with the transport sector.

This dissertation is, then, the result of an energy analysis carried out to a company in the biofuels sector, more precisely, a company dedicated to the industrial production of biodiesel. Since the company is characterized by being an energy intensive consumer, having consumed throughout the year 2021 1120.46 tep, there are several opportunities for optimization of energy consumption to be taken into account, which may result in a significant cost reduction.

Based on the identification of the processes involved in biodiesel production and the associated energy consumption, the energy consumed in its production was determined. The identification of the equipment present and its detailed analysis allowed the identification of the main energy consumers. This analysis not only allowed to determine the specific energy consumption per ton of biodiesel produced (118.03 kWh/ton of biodiesel) but also made it possible to identify on a quantitative basis the possible improvements to be adopted in order to reduce energy consumption.

Having as main objective the energy optimization of one of the production sectors, it became essential to perform an energy analysis to the company because it allowed not only to know the amount of energy consumed by each ton of biodiesel produced, but also the weight that the studied sector has on the company's global consumption. With the monitoring of the various equipment, a study of the energy consumption of the sector to be optimized was carried out, namely the consumption of thermal and electric energy.

After this study, it was possible to identify possible improvements to be adopted in order to optimize energy consumption and, consequently, reduce the associated cost. On the one hand, and by adopting the measures mentioned, it will be possible to save more than 29.5 ton of pellets per year with regard to heat production. On the other hand, the replacement of the current chiller by the new suggested equipment allows a reduction in the order of 70% of the absorbed electrical power associated with the production of "cold". The study also identifies possible works that should be done in the future in order to improve the work done.

KEYWORDS

BIODIESEL; ENERGY CONSUMPTION; OPTIMIZATION

ÍNDICE

Agradecimentos.....	ii
Resumo.....	iv
Abstract.....	v
Índice de Figuras.....	ix
Índice de Tabelas.....	xi
Lista de Símbolos.....	xiii
1. Introdução.....	1
1.1. Motivação.....	3
1.2. Objetivos.....	3
2. Produção de Biodiesel.....	5
2.1. História do Biodiesel.....	5
2.2. Biodiesel.....	6
2.3. Vantagens do biodiesel.....	7
2.4. Desvantagens do biodiesel.....	8
2.5. Processos de produção do biodiesel.....	9
2.5.1. Microemulsões.....	9
2.5.2. Pirólise.....	9
2.5.3. Transesterificação.....	10
2.6. Controlo de qualidade do biodiesel.....	13
2.7. Consumo energético na produção de biodiesel.....	15
2.7.1. Design dos processos.....	15
2.7.2. Consumo de energia.....	17
3. A Bioport.....	19
3.1. Linha de produção do Biodiesel na Bioport.....	20
3.1.1. Produção Especifica de Esterificação Ácida (PEEA).....	21

3.1.2.	Produção Especifica de Neutralização (PEN)	22
3.1.3.	Produção especifica de Biodiesel (PEBD)	23
3.1.4.	Produção Especifica de Glicerina (PEG)	24
3.1.5.	Produção Especifica de Retificação do Metanol (PERM)	26
3.2.	Análise detalhada dos processos	27
3.2.1.	Reação de Esterificação Ácida.....	27
3.2.2.	Unidade de Secagem.....	28
3.2.3.	Neutralização dos óleos (PEN)	29
3.2.4.	Produção do biodiesel.....	32
3.2.5.	Tratamento das Glicerinas (PEG).....	35
3.2.6.	Retificação do Metanol (PERM)	36
4.	Caso de estudo	38
4.1.	Histórico do consumo energético	38
4.1.1.	Histórico Energético.....	38
4.1.2.	Análise do custo energético	41
4.1.3.	Análise comparativa: Quantidade vendida/Energia consumida	41
4.2.	Recolha de dados.....	44
4.2.1.	Registo das temperaturas	44
4.2.2.	Registo do consumo elétrico das bombas.....	46
4.2.3.	Registo dos caudais mássicos.....	49
4.3.	Consumo energético da PEBD	52
4.3.1.	Consumo de pellets	52
4.3.2.	Consumo de energia elétrica.....	63
5.	Análise do consumo energético na Bioport	69
5.1.	Medidas de melhoria no consumo de pellets.....	72
5.2.	Medidas de melhoria no consumo elétrico	73
5.2.1.	Dimensionamento do caudal de água nos Evaporadores Flash	73

5.2.2. Consumo energético do novo chiller	75
6. Considerações finais	78
6.1. Conclusões	78
6.2. Perspetivas e Trabalhos Futuros	79
Bibliografia	80
Anexos	83
Anexo A: Histórico do consumo Energético da empresa.....	84
Anexo B: Registo das temperaturas.....	87
Anexo C: Registo das características das bombas.....	91
Anexo D: Determinação do caudal de Metanol Evaporado.....	92
Anexo E: Dados de Desempenho do Chiller	94
Anexo F: Pressões e caudais das eletrobombas.....	95
Anexo G: Determinação das Propriedades Termodinâmicas.....	97

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1 - Países líderes de produção mundial de biodiesel no ano de 2021	2
Figura 2 - Produção mundial de biodiesel	2
Figura 3 - Reação Global de Transesterificação	6
Figura 4 - Mecanismo de transesterificação por catálise básica	11
Figura 5 - Mecanismo de transesterificação por catálise ácida	12
Figura 6 - Processo de produção de biodiesel por transesterificação	16
Figura 7 - Processo de pré-tratamento da matéria-prima	17
Figura 8 - Linha de produção do biodiesel na Bioport	20
Figura 9 - Esquema da PEEA	22
Figura 10 - Esquema da PEN	22
Figura 11 - Esquema da PEBD	23
Figura 12 - Acidulação da glicerina bruta: 1º etapa da PEG	25
Figura 13 - Neutralização da glicerina ácida: 2º etapa da PEG	25
Figura 14 - Recuperação do metanol da glicerina neutra: 3º etapa da PEG	26
Figura 15 - Esquema da PERM	26
Figura 16 - Unidade da esterificação ácida	28
Figura 17 - Secagem do metanol dos óleos de baixa acidez	28
Figura 18 - Skid de acidulação e neutralização da PEN	29
Figura 19 - Lavagem dos óleos	30
Figura 20 - Secagem dos óleos	31
Figura 21 - Etapa inicial da primeira reação de transesterificação	32
Figura 22 - Segunda etapa da reação de transesterificação	32
Figura 23 - Primeira etapa da purificação do biodiesel	33
Figura 24 - Sistema de resinas	34
Figura 25 - Fase final da purificação do biodiesel	34
Figura 26 - Acidulação da glicerina	35
Figura 27 - Neutralização da glicerina ácida	35
Figura 28 - Secagem do metanol da glicerina e respetivo armazenamento	36
Figura 29 - Diagrama da retificação do metanol	37

Figura 30 - Evolução do consumo energético ao longo do ano de 2021 na Bioport.....	39
Figura 31 - Variação da produção de biodiesel ao longo do ano de 2021	40
Figura 32 - Peso dos diferentes consumos de energia	40
Figura 33 - Colocação dos termopares para o registo das temperaturas.....	44
Figura 34 - Variadores de frequência dos motores elétricos das bombas.....	46
Figura 35 - Esquema de extração de amostras no flash 1	49
Figura 36 - Representação do permutador HE-32	52
Figura 37 - Vista interior do PC tubular HE-32	55
Figura 38 - Diagrama detalhado da primeira fase de purificação do biodiesel.....	56
Figura 39 - Diagrama detalhado da segunda fase de purificação do biodiesel.....	59
Figura 40 - PC tubular HE-35.....	61
Figura 41 - Chiller utilizado na Bioport.....	64
Figura 42 - Leitura das pressões	65
Figura 43 - Circuito frigorífico	66
Figura 44 - Variação do consumo específico mensal de energia	70
Figura 45 - Definição do ciclo frigorífico.....	76

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1 - Requisitos e métodos de teste da norma EN 14214.....	14
Tabela 2 - Requisitos e métodos de teste da norma ASTM D6751	14
Tabela 3 - Condições operacionais de dois processos distintos de produção de biodiesel	15
Tabela 4 - Propriedades das principais correntes do processo 1	17
Tabela 5 - Consumo energético em cada operação unitária	18
Tabela 6 - Histórico do consumo energético e da produção de biodiesel pela Bioport no ano de 2021	38
Tabela 7 - Custo Energético do ano 2021.....	41
Tabela 8 - Preço do m ³ de biodiesel praticado em Portugal ao longo do ano de 2021.....	42
Tabela 9 - Indicadores energéticos/vendas	43
Tabela 10 - Valores médios das temperaturas de entrada e saída dos fluidos no dia 1 de ensaios.....	45
Tabela 11 - Valores médios das temperaturas de entrada e saída dos fluidos no dia 2 de ensaios.....	45
Tabela 12 - Características dos motores elétricos das bombas no dia 1 de ensaios.....	47
Tabela 13 - Características dos motores elétricos das bombas no dia 2 de ensaios.....	48
Tabela 14 - Caudais mássicos registados no dia 1 de ensaios	50
Tabela 15 - Caudais mássicos registados no dia 2 de ensaios	51
Tabela 16 - Caudais mássicos e temperaturas médias dos fluidos no PC HE-32	52
Tabela 17 - Calor recebido pelo fluido frio no PC HE-35.....	53
Tabela 18 - Características do permutador HE-32	55
Tabela 19 - Caudais mássicos e temperaturas médias dos fluidos no HR-01	57
Tabela 20 - Calor trocado no HR-01	57
Tabela 21 - Caudais mássicos e temperaturas médias dos fluidos no PC HE-33	57
Tabela 22 - Calor recebido pelo fluido frio no PC HE-33.....	57
Tabela 23 - Caudal mássico de óleo térmico no PC HE-33	58
Tabela 24 - Consumo de Pellets no PC HE-33.....	58
Tabela 25 - Características do permutador HE-33	58
Tabela 26 - Caudais mássicos e temperaturas médias dos fluidos no HR-02	59
Tabela 27 - Calor trocado no HR-02	60
Tabela 28 - Caudais mássicos e temperaturas médias dos fluidos no PC HE-35	60
Tabela 29 - Calor recebido pelo fluido frio no PC HE-35.....	60

Tabela 30 - Caudal mássico de óleo térmico no PC HE-35	60
Tabela 31 - Consumo de Pellets no PC HE-35.....	61
Tabela 32 - Características do permutador HE-35	61
Tabela 33 - Potência elétrica média absorvida pelos motores elétricos das bombas	63
Tabela 34 - Consumo elétrico médio dos motores elétricos no ano de 2021	64
Tabela 35 - Caudal de água (kg/s) em cada permutador para os diferentes dias de ensaios	66
Tabela 36 - Resultados para os diferentes dias de ensaios	67
Tabela 37 - EER do chiller nos diferentes dias de monitorização	68
Tabela 38 - Consumo de energia mensal	69
Tabela 39 - Condições de operação em cada etapa de purificação do biodiesel	71
Tabela 40 - Propriedades do metanol.....	74
Tabela 41 - Principais dados de desempenho do novo chiller	75
Tabela 42 - Caracterização termodinâmica dos pontos do ciclo frigorífico	76

LISTA DE SÍMBOLOS

Siglas, abreviaturas e acrónimos

AGL	Ácidos Gordos Livres;
D	Reservatório;
ENSE	Entidade Nacional para o Setor Energético;
FAME	Fatty Acid Methyl Esters;
FE	Evaporador Flash;
HE	Permutador de calor;
HR	Recuperador de calor;
IA	Índice de Acidez;
MPR	Matéria-Prima Residual;
OVV	Óleos Vegetais Virgens
P	Bomba;
PC	Permutador de calor;
PCI	Poder Calorífico Inferior.
PD	Bomba doseadora
PEBD	Produção Específica de Biodiesel
PEEA	Produção Específica de Esterificação Ácida
PEG	Produção Específica de Glicerina
PEN	Produção Específica de Neutralização
PERM	Produção Específica de Retificação do Metanol
PV	Bomba de vácuo
R	Reator
SGCIE	Sistema de Gestão dos Consumos Intensivos de Energia;
tep	Tonelada Equivalente de Petróleo
TK	Tanque

Lista de símbolos

A	Área de transferência de calor	(m ²)
C_R	Rácio de capacidade térmica;	(–)
c_p	Calor específico;	(kJ/kg. K)
h	Entalpia;	(kJ/kg)
L_{LV}	Calor latente de vaporização do metanol;	(kJ/kg)
\dot{m}	Caudal;	(kg/s)
NTU	Número de unidades de transferência;	(–)
\dot{Q}	Potência térmica ;	(kW)
s	Entropia;	(kJ/kg. K)
T	Temperatura de entrada e saída do fluido frio;	(°C)
U	Coeficiente global de transferência de calor;	(W/m ² . K)
\dot{w}	Potência elétrica;	(kW)

Símbolos gregos

Δh	Varição da entalpia	(kJ/kg)
ΔT	Varição da temperatura;	(°C)
ε	Eficácia;	(–)
η_c	Rendimento da caldeira	(–)
ΔT_M	Diferença média logarítmica de temperatura	(°C)

Índices inferiores

ag	Água
c	Fluido frio
$cond$	condensação
h	Fluido quente
i	entrada
l	líquido
met	metanol
o	saída
p	pellets

r refrigerante
v vapor

1. INTRODUÇÃO

Nas últimas décadas, o mundo tem invertido o comportamento até então observado, procurando um desenvolvimento sustentável, ambientalmente correto, economicamente viável e socialmente justo. As energias renováveis começam cada vez mais a ter um papel preponderante neste novo cenário, sobretudo devido à grande preocupação relacionada com o possível esgotamento dos combustíveis fósseis. O consumo energético da sociedade humana tem contribuído para diminuir as reservas existentes de carvão, gás natural e petróleo, reservas essas que levam eras geológicas a serem repostas. Não são, portanto, renováveis na escala de tempo da civilização humana, pelo que o esgotamento é inevitável.

Por outro lado, as mudanças climáticas são, sem dúvida, a maior preocupação socioambiental que o planeta enfrenta nos dias de hoje. E se a queima de combustíveis fósseis é o principal problema, também é verdade que o aumento do volume de tráfego rodoviário criado pela dependência mundial dos transportes, nomeadamente nos grandes centros urbanos, tem contribuído em larga escala para o aumento das emissões poluentes e consumo energético associado [1]. Em 2020, do total de emissões de gases poluentes emitidos em Portugal (57,6 Mton CO₂), estima-se que 25% tenham tido origem nos transportes nacionais, sendo que também foi neste setor que mais energia se consumiu nesse ano, cerca de 32,6%, seguido da indústria (31,2%), doméstico (19,5%), serviços (13,4%) e agricultura e pescas (3,3%) [1].

Sendo as energias renováveis as fontes de energia que atualmente são mais estudadas e onde a investigação tem revelado alguns avanços, acredita-se que a substituição dos combustíveis fósseis por biocombustíveis, como o biodiesel, será a perspetiva de mudança mais lógica.

Atualmente tem-se dado ênfase o estudo do bioetanol e biodiesel para a substituição da gasolina e do diesel respetivamente, uma vez que para utilizar estes biocombustíveis não é necessário ocorrerem grandes alterações nos transportes rodoviários. Em particular o biodiesel, é uma fonte de energia biodegradável, não tóxica e sintetizada a partir de várias matérias-primas, incluindo resíduos produzidos pelo homem como óleos usados e gorduras animais que em contacto com a natureza podem provocar grandes desequilíbrios ambientais [2].

De acordo com *Our World in Data* (figura 1, [3]) a Indonésia foi líder mundial de produção de biodiesel no ano de 2021 com um total de 9,5 biliões de litros produzidos, seguido do Brasil com 6,9 biliões de litros de biodiesel produzidos.

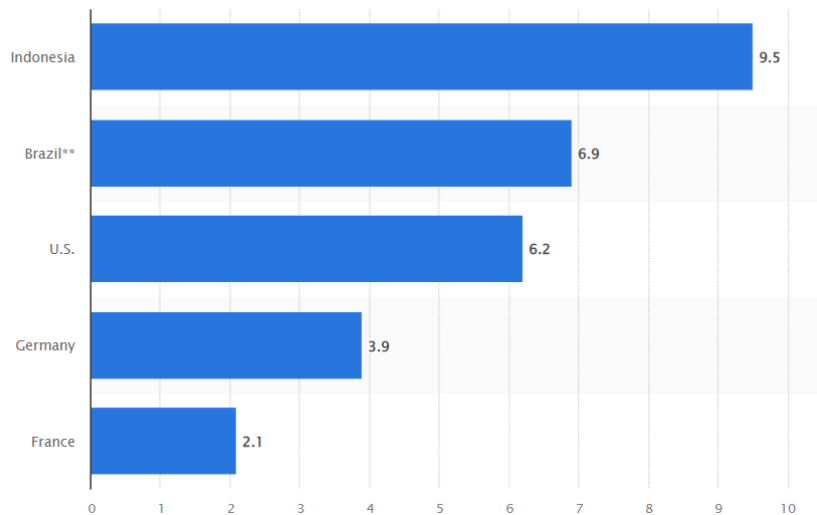


Figura 1 - Países líderes de produção mundial de biodiesel no ano de 2021

Por outro lado, de acordo com a agência internacional de energia (IEA), a produção de biodiesel tem vindo a aumentar gradualmente (figura 2, [4]). Ainda que pouco significativo, este aumento tem tendência a permanecer até ao ano de 2025 com uma estimativa de produção mundial de 46 bilhões de litros.

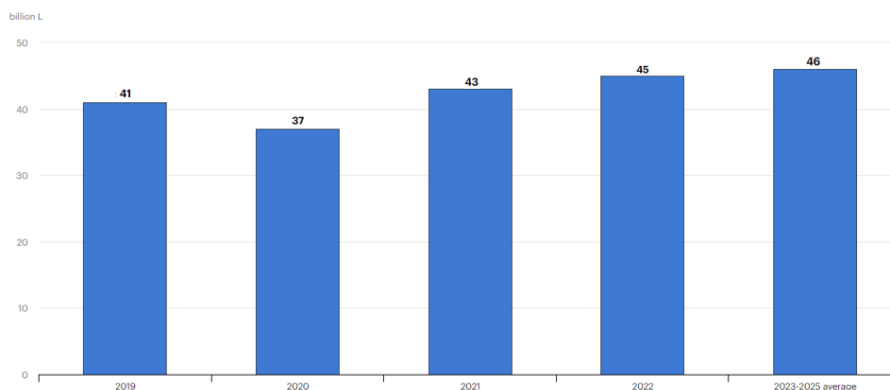


Figura 2 - Produção mundial de biodiesel

Contudo, o aumento da produção do biodiesel no mundo conduziu também ao aumento da produção de óleos vegetais, pois são as principais matérias-primas utilizadas para a sua produção á escala industrial. Porém, o elevado custo de produção do biodiesel, como consequência do elevado preço dos óleos vegetais, constitui o maior problema para sua implementação e comercialização em grande escala, tornando o biodiesel menos competitivo economicamente face ao diesel derivado do petróleo [1]. No sentido de criar alternativas, muitos métodos têm sido explorados para reduzir este custo, sendo que um deles envolve a substituição do óleo vegetal pelo óleo usado nas cozinhas. A reciclagem do óleo de fritura como biocombustível não somente retira um composto indesejado do meio ambiente, mas também permite a produção de uma fonte de energia renovável e menos poluente [2], [5].

Do ponto de vista industrial, os processos de produção do biodiesel e do diesel convencional têm eficiências quase equivalentes, no que respeita à conversão das suas matérias-primas em combustíveis.

A oportunidade de redução do consumo de instalações industriais, e, portanto, menor consumo energético global do processo, permite uma maior intensidade de integração que em grande escala, como acontece na maioria dos processos industriais, poderá ser muito importante.

1.1. MOTIVAÇÃO

A procura de alternativas sustentáveis para a mobilidade urbana, diante da necessidade de se reduzir as emissões de gases com efeito de estufa, tem sido um tema cada vez mais frequente nas discussões sobre a transição energética do planeta. A matriz energética dos transportes, dominada há mais de um século pelos combustíveis derivados do petróleo, está em franca diversificação. Os carros elétricos têm sido apontados como a próxima revolução, mas o papel dos biocombustíveis precisa ser enfatizado como uma solução pronta e acessível nesta fase de transição. Contudo, a produção de eletricidade no mundo quase sempre envolve a queima de combustíveis fósseis, como por exemplo o carvão que representou cerca de 36% da produção de Energia Elétrica em 2019, resultando na libertação de 14 708 Mt de CO₂ para a atmosfera. Os biocombustíveis surgem como uma alternativa não só aos combustíveis fósseis como também ao uso de carros elétricos e ascendem as expectativas sobre a produção de energia no mundo de uma forma sustentável. Porém, a produção de biodiesel envolve custos energéticos significativos que necessitam de ser reduzidos por forma a tornar o processo eficiente e competitivo no mercado internacional.

1.2. OBJETIVOS

O objetivo principal desta dissertação consiste no desenvolvimento de uma proposta para a redução dos consumos energéticos de um setor de uma empresa produtora de biodiesel, a Bioport, com base no estudo dos processos e equipamentos.

Este objetivo principal pode ser subdividido nos seguintes objetivos específicos:

- a) Levantamento de todos os processos executados na instalação fabril no âmbito da produção do biodiesel a partir das várias matérias-primas permitindo a identificação das principais formas de conversão de energia;
- b) análise energética ao processo/empresa com base nos dados de consumos energéticos referentes ao ano de 2021;

c) análise detalhada ao processo de produção específica de biodiesel (PEBD), analisando todos os consumos de energia;

d) identificação de algumas medidas de melhoria que poderão ser implementadas pela empresa com o objetivo de reduzir o consumo de energia.

2. PRODUÇÃO DE BIODIESEL

A escassez de combustíveis fósseis convencionais, as crescentes emissões de poluentes produzidos pela sua combustão e os seus custos crescentes tornaram as fontes de biomassa mais atrativas [6]. Por outro lado, o uso de biomassa, no qual muitas pessoas já têm interesse, tem a propriedade de ser uma fonte neutra em carbono [7]. Os especialistas sugerem que as atuais reservas de petróleo e gás natural serão suficientes apenas para durar mais algumas décadas. A escassez de reservas conhecidas de petróleo tornará as fontes de energia alternativa cada vez mais atrativas [7], [8]. Para atender à crescente necessidade energética e substituir a redução das reservas de petróleo, combustíveis como o biodiesel estão na vanguarda das tecnologias alternativas.

Contudo, a procura mundial de energia continua a aumentar. Uma das formas mais viáveis de atender a essa crescente necessidade é utilizando combustíveis alternativos. Um desses combustíveis, que apresenta grande potencial, é o biodiesel.

2.1. HISTÓRIA DO BIODIESEL

No fim do século XIX, *Rudolph Diesel*, inventor do motor a gasóleo, utilizou nos seus ensaios petróleo cru e óleo de amendoim. Ele acreditava que o motor que inventara poderia ser alimentado com óleos ou gorduras e contribuir para o desenvolvimento da agricultura nos países que o utilizassem. No entanto, devido ao baixo custo e à alta disponibilidade do petróleo na época, este passou a ser o combustível preferencial nesses motores [9].

As crises de petróleo incentivaram o desenvolvimento dos processos de transformação de óleos e gorduras em derivados com propriedades físico-químicas mais próximas às dos combustíveis fósseis, visando à substituição total ou parcial destes. De facto, as dificuldades de abastecimento de petróleo no mercado mundial durante a Segunda Guerra Mundial fez com que os investigadores de diversos países procurassem por alternativas, surgindo, na Bélgica, a ideia de transesterificar óleos vegetais com etanol para produzir um biocombustível conhecido hoje como biodiesel [9].

Outros países também desenvolveram pesquisas com essa proposta, como a França e os Estados Unidos. Um outro processo desenvolvido foi o craqueamento dos óleos e das gorduras para a produção de um biocombustível chamado de bio óleo.

Diferente do processo de transesterificação, que apenas se tem relatos de estudos à escala laboratorial e testes-piloto em motores, o craqueamento foi usado em larga escala, tendo sido na China a principal fonte de substituição do petróleo.

Com o final da Segunda Guerra Mundial e a normalização do mercado mundial do petróleo, o biodiesel e o bio óleo foram temporariamente abandonados. A partir da década de 1970, com as sucessíveis crises no mercado internacional do petróleo, o biodiesel retorna ao mercado como principal alternativa ao gásóleo. Hoje, em países como Brasil, França, Alemanha, Áustria, e Estados Unidos, a produção e o uso comercial do biodiesel são uma realidade [9], [10].

O biodiesel é uma mistura de ésteres de ácidos gordos com álcoois de cadeia curta, como o metanol ou etanol [10]. Esta mistura, obtida pelos processos de transesterificação ou esterificação é a que mais se comercializa em Portugal, com o nome de biodiesel.

2.2. BIODIESEL

A definição de biodiesel apareceu pelas mãos de *G. Chavanne*, como uma mistura de ésteres metílicos de ácidos gordos formados por transesterificação ou esterificação de óleos vegetais ou gorduras animais com metanol ou etanol, a partir de vários processos químicos ou biológicos [11]. O biodiesel é considerado um biocombustível, cuja composição e propriedades obedecem à norma europeia EN 14214 ou à norma americana ASTM D6751.

O biodiesel é um combustível alternativo de queima limpa e, apesar de não ser um derivado do petróleo, pode ser adicionado ao mesmo para formar uma mistura, sendo usado em motores de ignição por compressão sem necessidades de modificação [11].

Como referido anteriormente, o biodiesel é produzido através de um processo químico chamado de transesterificação, onde a gordura ou óleo vegetal é usado como matéria-prima reagindo com o álcool. Desta reação, são obtidos dois produtos, um éster (biodiesel) e o glicerol (também designado de glicerina) que pode ser aproveitada, por exemplo, pela indústria farmacêutica. Normalmente, a reação é catalisada por um ácido ou uma base, dependendo das características do óleo e/ou gordura utilizados. O

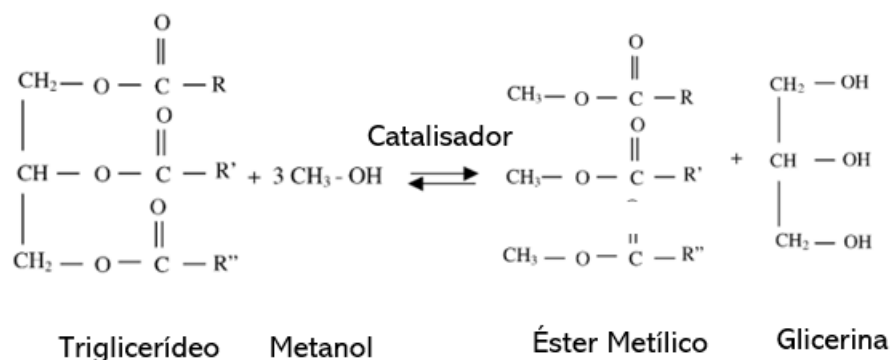


Figura 3 - Reação Global de Transesterificação

mecanismo da reação pode ser dividido em três etapas, onde o triglicerídeo é convertido sequencialmente a diglicerídeo, monoglicerídeo e glicerol, numa sequência de três reações reversíveis [12]. O mecanismo geral da reação é apresentado na figura 3.

Existem muitos tipos de óleos vegetais, com diferentes composições químicas, que podem ser utilizados para a preparação do biodiesel, sendo os mais estudados os óleos de soja, colza, girassol e palma.

O biodiesel pode ser usado puro ou em mistura com o gasóleo em qualquer proporção, sendo que a sua aplicação ganha maior interesse quando utilizado em mistura com o gasóleo de baixo teor em enxofre, pois confere a estas melhores características de lubrificante.

Em todo o mundo, o biodiesel comercializado passou a ter uma nomenclatura apropriada, que está de acordo com a percentagem presente em mistura. Estas, são referenciadas como biodiesel BXX, onde XX é a percentagem em volume do biodiesel na mistura, ou seja, no caso de B2 e B20, o combustível tem uma concentração de 2% e 20% de biodiesel respetivamente.

Atualmente, a experiência demonstra que o biodiesel é usado no mercado de combustíveis em quatro níveis de concentração: puro (B100); misturas (B20 – B30); aditivo (B5) e aditivo lubrificante (B2).

2.3. VANTAGENS DO BODIESEL

Disponibilidade e renovabilidade do biodiesel

O biodiesel é o único combustível alternativo com a propriedade de que misturas deste biocombustível com diesel convencional em baixas concentrações funcionarão bem em motores convencionais sem precisarem de qualquer modificação. O biodiesel pode ser obtido a partir de oleaginosas produzidas e renováveis, como a soja, colza e girassol. Os riscos de manuseamento, transporte e armazenamento do biodiesel são muito inferiores aos derivados do petróleo. Este biocombustível pode ser usado sozinho ou misturado em qualquer proporção com o óleo diesel, sendo a mistura mais comum a de 20% de biodiesel e 80% de diesel, ou B20 em investigações recentes [13].

Biodegradabilidade do biodiesel

A biodegradabilidade do biodiesel tem sido proposta como solução para o problema de produção de resíduos. Combustíveis biodegradáveis, como o biodiesel, têm uma gama cada vez maior de potenciais aplicações e são ecologicamente viáveis. Portanto, há um crescente interesse em combustíveis deste tipo que se degradam mais rapidamente do que os combustíveis derivados do petróleo. O biodiesel não é tóxico e degrada-se cerca de quatro vezes mais rápido que o diesel, uma vez que o seu conteúdo de oxigénio permite melhorar este processo [13], [14].

Maior lubricidade

O biodiesel tem boas propriedades lubrificantes em comparação com o diesel, em particular diesel com baixo teor em enxofre. Esta característica é muito importante para reduzir o desgaste do motor e do sistema de injeção [14], [15].

Demirbas [13] afirmou que o teor de oxigénio do biodiesel melhora o processo de combustão e diminui o potencial de oxidação. O teor de oxigénio estrutural de um combustível melhora a eficiência de combustão devido ao aumento da homogeneidade do oxigénio com o combustível durante a combustão.

Devido a isto, a eficiência de combustão do biodiesel é superior ao óleo diesel. O biodiesel contém cerca de 11% de oxigénio e não contém enxofre. O uso deste biocombustível pode ainda prolongar a vida útil dos motores a gasóleo porque é mais lubrificante [14], [15].

2.4. DESVANTAGENS DO BIODIESEL

O biodiesel apresenta ainda algumas desvantagens, sobretudo relacionadas com aspetos técnicos, operacionais e económicos.

A nível técnico o biodiesel apresenta uma viscosidade maior que o óleo diesel e, dependendo da natureza da matéria-prima, pode apresentar problemas na injeção do combustível. A baixas temperaturas, o biodiesel pode formar cristais que obstruem as condutas de passagem do combustível. As suas propriedades podem degradar certos materiais à base de borrachas e espumas de poliuretano o que, por vezes, seja necessário fazer a substituição, em motores mais antigos, das condutas para materiais mais à base de plásticos [14].

As desvantagens operacionais do biodiesel, em comparação com o gasóleo tradicional, incluem problemas de ignição a frio, baixo teor de energia, maior corrosão de ligas de cobre e dificuldade de bombeamento devido à sua maior viscosidade. Esta última característica leva a um aumento do consumo de combustível, principalmente quando a mistura de combustível tem maior percentagem de biodiesel.

Tendo em conta os maiores custos de produção do biodiesel em relação ao gasóleo, esse aumento no consumo de combustível compõem um aumento geral do custo da aplicação do biodiesel como alternativa ao tradicional diesel [15].

Como ainda grande parte do biodiesel é feito a partir de óleos vegetais virgens (óleo comestível) tem havido alegações de que isso pode dar origem a mais problemas. Ao converter óleos comestíveis em biodiesel, os recursos alimentares estão a ser usados como combustíveis. A produção de biodiesel a partir de OVV pode trazer um desequilíbrio no mercado alimentar.

Com a introdução dos resíduos da indústria alimentar como matéria-prima na produção de biodiesel, a utilização de OVV diminuiu e com isso diminuiu também o preço da aquisição de matéria-prima [14], [15].

Contudo, a utilização deste tipo de resíduos implica um tratamento de neutralização, para reduzir a sua acidez, e um processo de desumidificação com o objetivo de melhorar as condições da matéria-prima antes de serem incorporadas na reação de produção do biodiesel.

Este pré-tratamento vai aumentar o consumo de energia e com isso aumentar o custo final do biocombustível.

2.5. PROCESSOS DE PRODUÇÃO DO BODIESEL

Para a produção de biodiesel é possível utilizar vários métodos, como por exemplo micro emulsões, pirólise (craking térmico) e transesterificação. O biodiesel obtido a partir dos métodos de micro emulsões e pirólise possui um menor número de cetano, originando combustão incompleta e mais poluentes. A transesterificação é o método mais usual para a produção de biodiesel, devido à sua simplicidade, sendo o método mais aplicado a nível industrial para a conversão de óleos vegetais em biodiesel de forma rápida, eficiente e menos dispendiosa [16].

2.5.1. MICROEMULSÕES

A utilização de microemulsões com solventes como o metanol e etanol é um processo que tem sido estudado com o objetivo de resolver o problema da viscosidade dos óleos vegetais.

As microemulsões são dispersões isotrópicas, termodinamicamente estáveis, de óleo, água e geralmente uma pequena molécula que possui partes solúveis em água [17].

2.5.2. PIRÓLISE

A pirólise é a conversão química causada pela aplicação da energia térmica, na ausência de oxigénio e na presença de um catalisador. Dificilmente é possível proceder-se à sua caracterização, devido à presença de várias reações e vários produtos de reação.

Os materiais pirolisados podem ser óleos vegetais, gorduras animais, ácidos gordos naturais e ésteres metílicos de ácidos gordos [17].

2.5.3. TRANSESTERIFICAÇÃO

A transesterificação é o método mais conveniente para a produção de biodiesel a partir de diversos tipos de matéria-prima de óleos e gorduras. Através deste método, os óleos e gorduras (triglicerídeos) são convertidos em ésteres com a sua viscosidade reduzida para níveis próximos da do gásóleo.

O produto final é então um combustível com propriedades semelhantes ao gásóleo, que permite a sua utilização em motores a diesel sem serem necessárias alterações. Geralmente, a transesterificação é uma reação reversível, que simplesmente acontece quando se misturam os reagentes sob determinadas condições de pressão e/ou temperatura. No entanto, quando adicionado algum tipo de catalisador à reação, esta será acelerada [18].

Tipicamente a reação de transesterificação é promovida por catalisadores básicos. Sendo assim, neste tipo de reação os catalisadores habitualmente usados são NaOH, KOH, NaOCH₃ e KOCH₃. Atualmente, mais de 90% da larga escala industrial usa como catalisador os metilatos (de sódio ou potássio), pois reduz a formação de sabões, o que promove uma melhor separação das fases glicerina-biodiesel. Também é possível utilizar catalisadores ácidos, como é o caso da transesterificação por catálise ácida, mas esta é uma prática menos usual. Para além destes métodos encontram-se em investigação outras técnicas para a produção de biodiesel, como é o caso da transesterificação por fluidos supercríticos e a transesterificação enzimática [16], [18].

Transesterificação por catálise básica

Na transesterificação por catálise básica recorre-se então à utilização de metilato de sódio ou de potássio como catalisadores. No que diz respeito à temperatura da reação é comum encontrar referências a 60°C como temperatura ótima a uma pressão de 1 atm. Quanto à duração, a reação dura entre 1 a 2 horas [18].

No final obtêm-se duas fases líquidas imiscíveis e distintas: biodiesel e glicerol, onde a separação de fases ocorre por gravidade. Como a glicerina é um material mais denso que o biodiesel, esta arrasta consigo a maior parte das impurezas como os sais, sabões e metanol. Na fase do biodiesel encontram-se as moléculas de triglicerídeos não convertidas ou semiconvertidas, como os diglicerídeos e os monoglicerídeos, e ainda água e impurezas anteriores, mas em menor quantidade. Na figura 4 é apresentado um esquema ilustrativo da transesterificação por catálise básica [18].

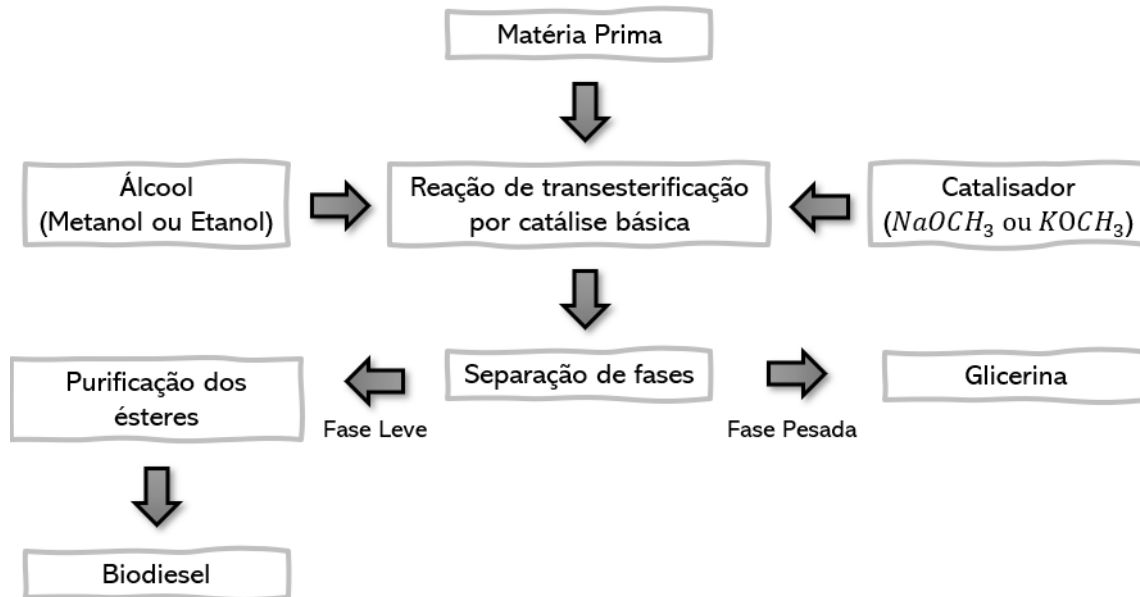


Figura 4 - Mecanismo de transesterificação por catálise básica

A reação de transesterificação por catálises básica é a mais utilizada a nível industrial para a produção de biodiesel pois apresenta um rendimento elevado (cerca de 98%) e é menos corrosiva que o processo de produção utilizando transesterificação por catálise ácida. No entanto existem limitações, uma vez que este processo é sensível à pureza dos reagentes, principalmente no que diz respeito ao conteúdo em ácidos gordos livres (AGL) e ao teor em água. A presença de água pode provocar, em paralelo com a transesterificação, uma reação de saponificação e dar origem a sabões.

Transesterificação por catálise ácida

A transesterificação por catálise ácida é similar à transesterificação por catálise básica e consiste na reação dos triglicerídeos com um álcool, contudo utiliza-se um ácido como catalisador, geralmente o ácido sulfúrico (H_2SO_4). A utilização deste catalisador permite obter altos rendimentos, mas a reação por esta via é bastante mais lenta, podendo demorar mais do que um dia para concluir. Para se obter um produto final com 99% de pureza pode ser necessária uma temperatura na ordem dos $65^\circ C$ à pressão

atmosférica por quase 50 horas. Este processo torna-se vantajoso pois não existe a formação de sabões e as matérias ricas em AGL sofrem também esterificação que converte os AGL em ésteres [16], [18].

Se no processo for utilizado álcool em excesso, como acontece na transesterificação por catálise básica, é possível obterem-se maiores rendimentos, no entanto a extração do glicerol é dificultada. Este fator obriga a determinar a razão ideal entre a matéria-prima e o álcool em cada repetição do processo. Na transesterificação por catálise ácida, a fonte de triglicerídeos, o álcool e o catalisador ácido são acrescentados em simultâneo, visto que o metanol não reage com o ácido, pelo que não é necessário adicionar previamente o ácido ao metanol. Na figura 5 é apresentado um esquema ilustrativo que evidencia a transesterificação por catálise ácida.

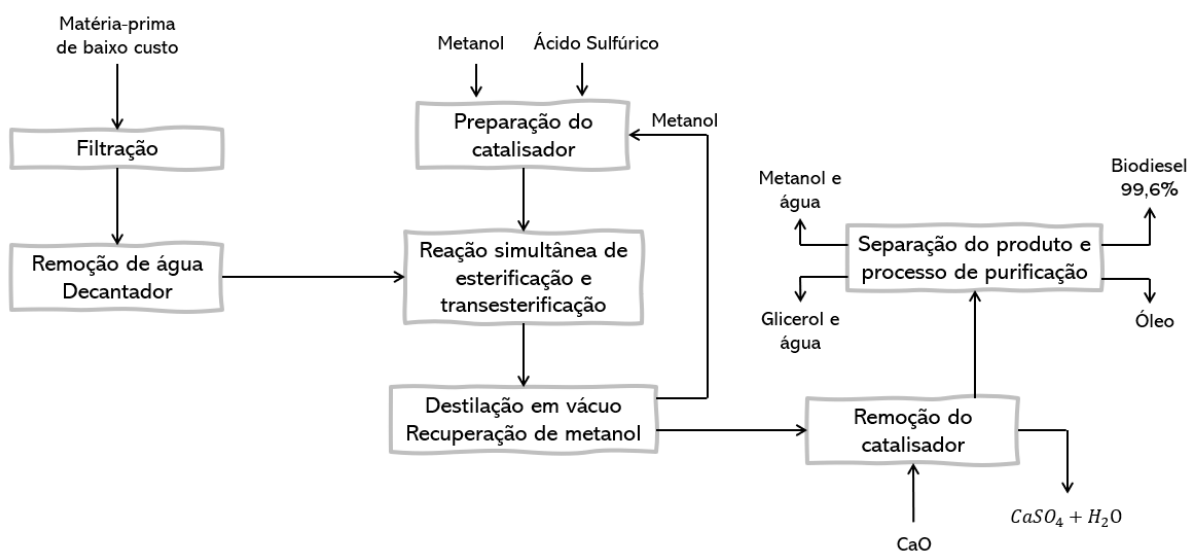


Figura 5 - Mecanismo de transesterificação por catálise ácida

Transesterificação utilizando fluidos supercríticos

Muitas investigações, com o intuito de solucionar o problema na demora dos processos de produção do biodiesel, apontaram a área dos fluidos supercríticos como uma possível solução. A transesterificação com metanol supercrítico foi projetada para superar a limitação causada pela baixa solubilidade na fase rica em triglicerídeos [16], [18].

Quando um solvente é submetido a pressões e temperaturas superiores às do seu ponto crítico deixa-se de ser possível distinguir as fases líquido-vapor, surgindo um fluido com uma única fase. Nos ensaios realizados com metanol em condições supercríticas (temperaturas entre os 350 °C – 400 °C e pressões superiores a 80 atm) e com elevadas proporções de metanol em óleo (42:1) verifica-se uma reação completa num espaço de tempo de 2 a 4 minutos. A ausência de catalisador permite recuperar o biodiesel e o glicerol muito mais facilmente [16], [18].

Devido às elevadas temperaturas, pressões e quantidades de metanol são necessários equipamentos apropriados capazes de suportarem tais condições e a produção de biodiesel por este método torna-se menos viável a nível económico e a produção só é possível em processos de grande escala.

Transesterificação por catálise enzimática

Os biocatalisadores, como as enzimas de origem proteica, mas precisamente as lípases imobilizadas, possuem a capacidade de serem utilizadas para promover a transesterificação. Mesmo que as reações enzimáticas sejam altamente específicas e quimicamente limpas, estas são lentas, exigindo 4 a 40 horas, ou mesmo períodos mais longos, a temperaturas na ordem de 35 a 45 °C.

Para matérias-primas com alto conteúdo em AGL, o processo de catálise enzimática é muito promissor, pois tem apresentado rendimentos superiores a 90% com temperaturas amenas e com facilidade em recuperar o glicerol produzido. No entanto, este processo ainda não foi comercializado devido ao elevado custo de operação.

A transesterificação por catálise enzimática apresenta algumas vantagens tais como ausência de excesso de solução alcalina, menor produção de outros contaminantes, maior seletividade e bons rendimentos. Estas vantagens motivam a realização de pesquisas que visem diminuir a principal desvantagem deste processo que é o alto custo das enzimas puras [16], [18].

2.6. CONTROLO DE QUALIDADE DO BODIESEL

A utilização do biodiesel leva à necessidade de afirmar a sua credibilidade tanto na venda como no consumo. Sendo assim, o controlo de qualidade acompanhado de uma política fiscalizadora é por isso ferramenta essencial para garantir a confiança ente clientes e fornecedores. O controlo de qualidade do biodiesel final é fundamental e incontornável, já que o não cumprimento dos parâmetros das normas pode trazer problemas não só ao motor como também a qualquer outro componente do sistema de abastecimento de combustível ao motor. Um biodiesel de má qualidade poderá dar origem a consequências negativas, sendo a sua análise um fator crucial na prevenção de possíveis problemas.

O biodiesel é considerado um biocombustível, cuja composição e propriedades obedecem à norma europeia EN 14214 ou à norma americana ASTM D6751. Nas tabelas 1 e 2 estão ilustradas algumas das mais importantes propriedades do biodiesel e, para ambas as normas, é mencionado o método de teste utilizado bem como os valores limites exigidos [19], [20].

Tabela 1 - Requisitos e métodos de teste da norma EN 14214

Propriedade	Unidade	Limites		Método de Teste
		Mínimo	Máximo	
Ponto de Inflamação	°C	101	-	EN ISSO 2719
Teor de água	mg/kg	-	500	EN ISSO 12937
Viscosidade a 40°C	mm ² /s	3,50	5,00	EN ISSO 3104
Massa volúmica a 15 °C	kg/m ³	860	900	EN ISSO 3675
Número de Cetano	-	51,0	-	EN ISSO 5165
Resíduos de carbono	%(m/m)	-	0,3	EN ISSO 10370
Glicerol Livre	%(m/m)	-	0,02	EN ISSO 14105
Glicerol Total	%(m/m)	-	0,25	EN ISSO 14105

Tabela 2 - Requisitos e métodos de teste da norma ASTM D6751

Propriedade	Unidade	Limites		Método de Teste
		Mínimo	Máximo	
Ponto de Inflamação	°F	266	-	ASTM D93
Água e sedimentos	%(v/v)	-	0,05	ASTM D2709
Viscosidade a 40°C	mm ² /s	1,9	6,0	ASTM D445
Número de Cetano	-	47,0	-	ASTM D613
Resíduos de carbono	%(m/m)	-	0,05	ASTM D4530
Glicerol Livre	%(m/m)	-	0,02	ASTM D6584
Glicerol Total	%(m/m)	-	0,24	ASTM D6584

A norma EN 14214 publicada em novembro de 2008 é a versão mais atualizada substituindo a antiga EN 14214: 2003. Esta norma descreve os requisitos e métodos de teste aos quais se deve submeter todo o biodiesel para determinar a sua qualidade. A versão homóloga americana para a caracterização do biodiesel é a ASTM D6751. A importância desta norma é assegurar a produção de um biodiesel com qualidade suficiente para ser adicionado ao diesel a fim de garantir segurança e qualidade quando utilizado em motores de ignição por compressão sem pôr em causa o rendimento do mesmo .

2.7. CONSUMO ENERGÉTICO NA PRODUÇÃO DE BIODIESEL

O biodiesel pode ser produzido por diversos métodos, alguns deles ainda em investigação, outros já implementados industrialmente. Um dos principais objetivos deste trabalho consiste em perceber quais as dimensões energéticas envolvidas na produção de biodiesel, sobretudo aquelas que dizem respeito ao processo de produção específica do biodiesel (transesterificação) na *Bioport*. Este conhecimento poderá ser importante pois permitirá identificar quais os equipamentos que consomem mais energia no processo e assim ajudar a identificar possíveis oportunidades de melhoria.

Apesar da pouca informação disponível serão apresentados, nesta secção, simulações realizadas por *Zhang* [12], [21] referentes a dois processos alcalinos com e sem pré-tratamento, processos estes mais usados à escala industrial. O *software* de simulação de processos, utilizado pelo autor neste estudo, foi o HYSYS.PALNT [21].

2.7.1. DESIGN DOS PROCESSOS

Os dois processos desenhados e simulados dizem respeito à produção de biodiesel por transesterificação sendo que, no processo I o biodiesel é obtido diretamente através da transesterificação de OVV e matéria-prima de baixa acidez. Por outro lado, no processo II, é inserida uma etapa de pré-tratamento da matéria-prima de alta acidez (esterificação).

As condições operacionais dos processos em questão estão caracterizadas na tabela 3.

Tabela 3 - Condições operacionais de dois processos distintos de produção de biodiesel

	<i>I</i>	<i>II</i>
Reação	Transesterificação	Esterificação/ Transesterificação
Catalisador	NaOH	H ₂ SO ₄ /NaOH
Temperatura (°C)	60	70/60
Pressão (kPa)	400	400
Tempo de reação (min)	60	60
Conversão (%)	95	100/95

O diagrama do processo que se refere à transesterificação dos estudos I e II é o mesmo e encontra-se representado na figura 6 [21].

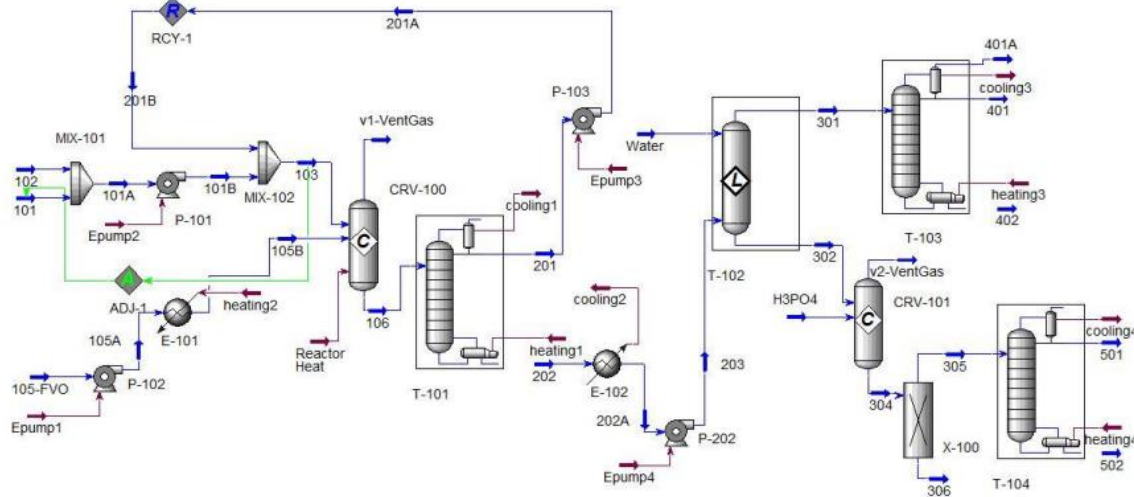


Figura 6 - Processo de produção de biodiesel por transesterificação

Nos dois estudos, a reação de transesterificação ocorre no reator CRV-100. Os produtos da reação alimentam uma coluna de destilação multi-estágios (T-101) para recuperar o excesso de metanol, que volta a ser utilizado na alimentação ao reator. O restante é conduzido a uma coluna de extração líquido-líquido (T-102) que, por lavagem com água, retira do produto, grande parte do glicerol e do NaOH.

A corrente que deixa a coluna de extração, rica em glicerol, é neutralizada com H_3PO_4 no reator CRV-101 e é conduzida a uma coluna de destilação para purificar o glicerol (T-104). Por outro lado, a corrente que tem biodiesel, água e metanol é também purificada numa outra coluna de destilação (T-103).

Devido ao excesso de metanol fornecido no início da reação de transesterificação, a corrente 106 que sai do reator CRV-100 possui grandes quantidades de metanol que não participou na reação. Esse metanol é recuperado através de uma coluna de destilação de multi-estágios (T-101) e introduzido novamente no reator. No processo de simulação, 96% do metanol é recuperado e as pressões no condensador e evaporador foram ajustadas para 20,0 e 30,0 kPa, respetivamente, de forma a manter a temperatura de operação abaixo dos 200 °C evitando assim a sua decomposição. Como resultado, as temperaturas no condensador e evaporador foram de 28,0 e 143,0 °C respetivamente.

De modo a satisfazer tanto a norma europeia (EN14214) como a norma americana (ASTM D6751), a coluna T-103 foi projetada para separar o biodiesel do metanol e da água ainda presentes em excesso na sua constituição. A coluna simulada tem 6 estágios e as pressões no condensador e evaporador são de 10,0 e 15,0 kPa, respetivamente. Como resultado, a corrente 401 contém 99,6% em

massa de biodiesel, 0,13% em massa de metanol e 0,05% em massa de água, satisfazendo assim os padrões europeus e americanos [21]. Na tabela 4 estão caracterizadas as propriedades de algumas correntes do processo 1 que irão servir de comparação ao processo da PEBD.

Tabela 4 - Propriedades das principais correntes do processo 1

Corrente	106	201	202	301	401	401A
P (Kpa)	400,0	20,0	30,0	110,0	10,0	10,0
T (°C)	60,0	28,2	142,8	59,39	193,0	15,1
\dot{m} (kg/h)	6442,0	574,4	5868,0	5284,0	4999,0	38,97

O pré-tratamento tem por objetivo reduzir os elevados teores em ácidos gordos, recorrendo a uma reação de esterificação (CRV-100, figura 7, [21]) na presença de um catalisador ácido.

Esta etapa pode e é necessária pois, em muitos casos, quando se utilizam resíduos de outras indústrias como matéria-prima (como é o caso da *Bioport*) o teor de ácidos gordos nos óleos estão acima do desejável, sendo, posteriormente, prejudicial no processo reacional alcalino.

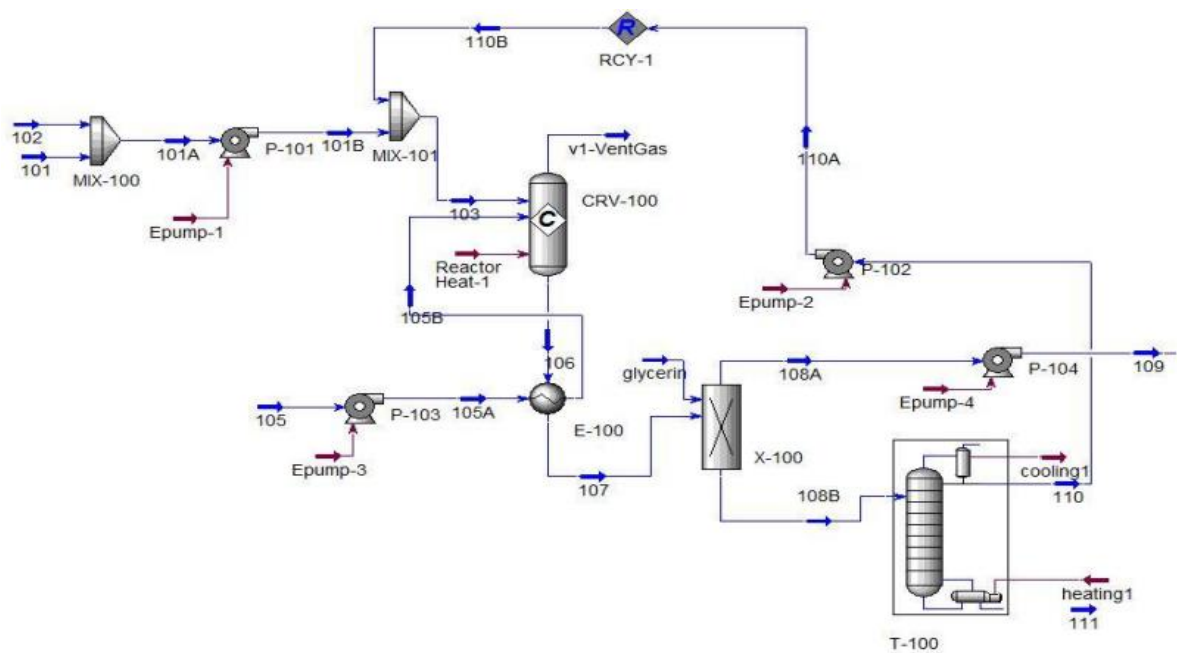


Figura 7 - Processo de pré-tratamento da matéria-prima

2.7.2. CONSUMO DE ENERGIA

Foi, então, analisado o consumo de energia para as duas situações comparando a intensidade energética de cada operação unitária. A tabela 4 demonstra a energia consumida nos modelos simulados para uma capacidade anual de 40 000 toneladas de produção de biodiesel [21].

Tabela 5 - Consumo energético em cada operação unitária

	<i>I (kW)</i>	<i>II (kW)</i>
Bombas	1,043	1,688
Permutadores de calor	83,45	34,05
Colunas de destilação (Evaporadores)		
Recuperação do metanol	664	2279 (T-100) 873,8 (T101)
Purificação do biodiesel	2069 (T-103)	2033 (T-103)
Purificação da glicerina	31,92 (T-104)	36,78 (T-104)
Total	2849	5258

Nesta análise verifica-se que o processo que consome menos energia é o primeiro, que diz respeito à transesterificação alcalina sem pré-tratamento. As operações unitárias de purificação (recuperação do metanol e purificação do biodiesel), que ocorrem nas colunas de destilação, são as mais intensivas no consumo de energia, representando mais de 95% do consumo total em ambos os processos.

Podemos ainda observar que o segundo processo consome mais do dobro de energia do primeiro, devido ao consumo de energia na recuperação do metanol. Como no segundo processo existem duas reações, uma de esterificação e outra de transesterificação, a utilização de metanol é maior, e consequentemente a energia gasta na sua recuperação também será.

Posto isto, e uma vez que o processo de produção de biodiesel na Bioport é muito semelhante ao processo apresentado neste capítulo, proceder-se-á a uma comparação entre os mesmos de modo a verificar o quão otimizado é o processo na Bioport.

3. A BIOPORT

A *Bioport* foi fundada em 2006 com o objetivo de produzir biodiesel. Embora as primeiras experiências tenham começado em 2009, este grupo só começou a comercializar biodiesel aos incorporados nacionais a partir de 2011.

Foi nesta altura que este projeto foi apresentado ao grupo Valpi, captando de imediato as suas atenções por integrar uma empresa de transportes coletivos que procurava alternativas renováveis. O biodiesel surgiu assim como sendo a opção mais viável por não exigir um investimento tão significativo na aquisição de uma nova frota, cumprindo com os seus objetivos a longo-prazo.

O Grupo, que faz 100 anos em 2026, conta agora com a *Valpi Bus* (transporte coletivo de passageiros), a *Valpi Rent* (aluguer de veículos), pela *Valpi Travel* (agência de viagens), pela *Britafiel* (extração e transformação de minerais graníticos)e, por fim, pela *Bioport* (produção de biodiesel).

Um dos objetivos do Grupo *Valpi* passa pela redução da sua pegada ecológica caminhando para a neutralidade carbónica. A aquisição da *Bioport* desempenhou um papel fundamental na concretização desse objetivo.

Só em 2019, a frota da empresa consumiu cerca de 2,7 milhões de litros de combustível, sendo que, deste valor, 220 mil litros foram de biodiesel, o que representa cerca de 8%. Se se considerar que o diesel já possui uma incorporação *standard* de 7% de biodiesel, pode-se afirmar que, em 2019, a *Valpi Bus* já utilizava mistura de B15.

Entretanto, a *Bioport* desenvolveu um projeto-piloto que permitiu a utilização de B30 em cerca de 30% da frota. Os resultados foram positivos, eliminando-se todas as dúvidas que poderiam existir sobre a qualidade da mistura de combustível, os custos de manutenção e os consumos específicos das viaturas.

Na altura da aquisição da *Bioport* pelo Grupo *Valpi Bus*, os biocombustíveis eram produzidos apenas a partir de óleos vegetais virgens. A ambição era ir mais além daquilo que era a realidade do momento e produzir biodiesel a partir de resíduos. A aposta neste tipo de matéria-prima foi-se demonstrando essencial para cumprir os objetivos de sustentabilidade ambiental, promovendo a economia circular e o conceito de simbiose industrial.

Assim, à medida que se trabalhava com matérias-primas virgens, a *Bioport*, em 2015, começou a fazer as primeiras incubações de resíduos de óleo alimentar usado e, mais recentemente, óleos resultantes da indústria de refinação para a produção do seu biodiesel. Este foi um processo lento e dispendioso para conseguir alcançar um produto desconhecido pelo mercado.

Com elevados investimentos em *I&D* e no processo industrial, a empresa conseguiu aumentar a capacidade de produção de biodiesel de resíduos e outras matérias-primas avançadas que representam, atualmente, cerca de 85% da sua produção.

3.1. LINHA DE PRODUÇÃO DO BIODIESEL NA BIOPORT

Os ésteres metílicos de ácidos gordos, biodiesel, são produtos resultantes da transesterificação de óleos com um álcool na presença de um catalisador ácido ou alcalino. O processo industrial de produção de biodiesel por parte da *Bioport* pode resumir-se no fluxograma apresentado na figura 8.

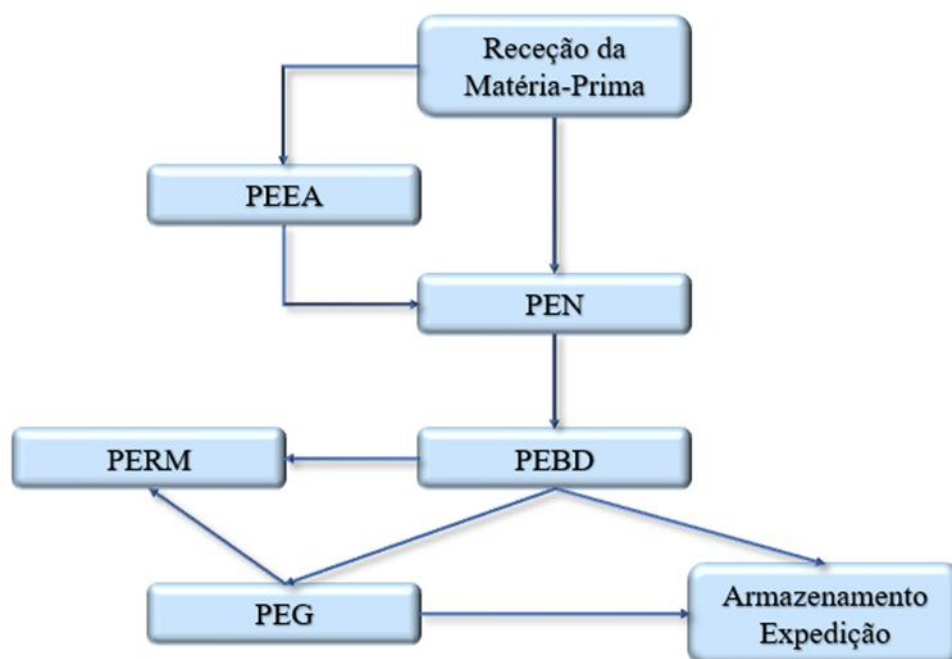


Figura 8 - Linha de produção do biodiesel na Bioport

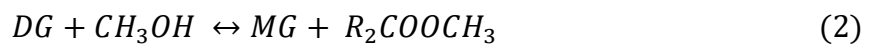
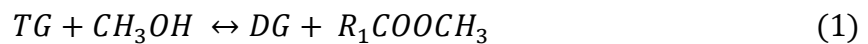
Apesar da aparente simplicidade, este é um processo onde existem diversas variáveis que é necessário controlar para que o produto final (o biodiesel) cumpra com os requisitos. O biodiesel a expedir terá de ter os parâmetros dentro das especificações, segundo a norma europeia EN 14214. Alguns dos parâmetros do processo a ter em conta são o índice de acidez (IA) e a percentagem de ácidos gordos livres (AGL) das matérias-primas residuais (MPR), o grau de mistura entre o álcool e os triglicéridos no processo de transesterificação bem como todas as temperaturas e pressões de operação.

O processo inicia-se com a receção da matéria-prima residual que consiste em óleos usados. Estes óleos usados são, principalmente, resíduos da indústria alimentar (restaurantes) ou resíduos resultantes da indústria de refinação de óleos. A incorporação deste tipo de resíduos como matéria-prima da *Bioport* promove a simbiose industrial e potencia a economia circular.

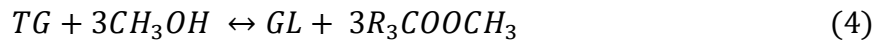
A segunda etapa tem início na PEEA (Produção Específica de Esterificação Ácida). As matérias-primas residuais possuem características que as impedem de ser incorporadas diretamente na PEBD, nomeadamente um índice de acidez elevado e alto teor em água, fósforo e outras contaminações. As MPR de alta acidez ($IA > 10 \text{ mg/g}$ e $FFA > 5\%$) necessitam então de passar por um processo de esterificação ácida para ficarem em condições de serem incorporadas na PEN (Produção Específica de Neutralização).

Numa terceira fase, as MPR de baixa acidez ($IA < 10 \text{ mg/g}$ e $AGL < 5\%$) juntamente com as MPR após o processo de esterificação ácida necessitam de um pré-tratamento, o qual é designado por PEN, para estarem em condições de serem incorporadas na PEBD (Produção Específica de Biodiesel).

No que diz respeito à PEBD, o biodiesel resulta da transesterificação dos óleos com o metanol na presença de um catalisador, o metilato de sódio. Durante este processo ocorrem três reações reversíveis. A partir dos triglicerídeos (TG) dos óleos são formados dois componentes intermédios, os diglicerídeos (DG) e os monoglicerídeos (MG). As reações são as seguintes:



A reação global, que traduz a produção de glicerol (GL) e o biodiesel (R_3COOCH_3), pode ser representada pela equação 4.



A glicerina bruta produzida na PEBD necessita de ser tratada para ficar em condições de ser exportada. A PEG é o processo de tratamento da glicerina no qual garante um teor mínimo de glicerol de 75-80%. O metanol recuperado dos processos de PEBD e PEG (Produção Específica de Glicerina), para voltar a ser utilizado precisa de ser purificado (PERM, Produção Específica de Retificação do Metanol) para voltar a ter os níveis de metanol adequados à sua reutilização (>98%).

Por último, tanto o biodiesel como a glicerina são armazenados em tanques para, posteriormente, serem exportados.

3.1.1. PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE ESTERIFICAÇÃO ÁCIDA (PEEA)

Como referido anteriormente, as MPR de alta acidez devem ser tratadas antes de serem incorporadas na PEN.

A reação de esterificação resulta na produção de ésteres e água quando, na presença de um catalisador ácido, se dá a reação dos ácidos gordos livres com o metanol. É deste modo, que as matérias-primas como as oleínas assumem uma grande importância na produção de biodiesel. As oleínas são um

resíduo ou subproduto resultante da indústria de refinação dos óleos, que contêm geralmente um alto teor de acidez.

No processo de Esterificação Ácida da Bioport utiliza-se o metanol e o ácido metanossulfônico (MSA) como catalisador. No esquema da figura 9 está detalhada a PEEA.

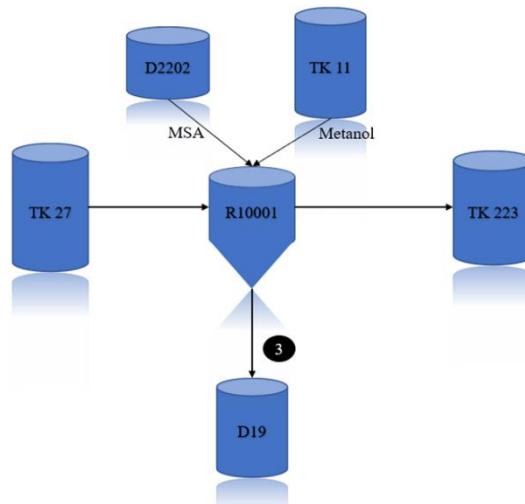


Figura 9 - Esquema da PEEA

A MPR ácida proveniente do tanque TK-27 entra no reator R-10001 onde reage com o catalisador ácido, o MSA, e o metanol provenientes respectivamente do acumulador D-2202 e do tanque TK-11. Desta reação resultam as MPR da baixa acidez, que são encaminhadas para o tanque TK-223, bem como um resíduo com água que é decantado para o D-19 representado pelo fluxo 3. Este resíduo ácido é separado no D-19, obtendo-se água ácida e ácidos gordos que são reencaminhados para o tanque TK-27 de modo a serem reaproveitados.

3.1.2. PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE NEUTRALIZAÇÃO (PEN)

A PEN resume-se à acidulação/degomagem, neutralização e lavagem dos óleos. Na figura 10 encontra-se esquematizada a PEN.

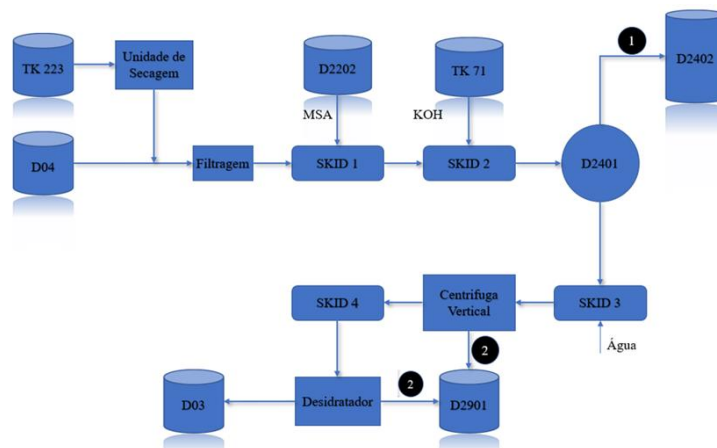


Figura 10 - Esquema da PEN

O processo inicia-se com a secagem das MPR provenientes do processo de esterificação ácida (TK-223) seguida de uma filtragem de toda a matéria-prima (alta e baixa acidez) antes de esta entrar no SKID 1.

No SKID 1 é adicionado o MSA para remover as gomas e fosfolipídeos que estão presentes na matéria-prima. Seguidamente, no SKID 2 adiciona-se KOH para neutralizar toda a acidez e imediatamente a seguir efetua-se a decantação natural (decantador D-2401) do sabão formado. Este resíduo, representado pelo fluxo 1, segue para o acumulador D-2402 onde é cortado com ácido clorídrico e transferido para um tanque onde se procede à decantação separando-se a água ácida e recuperando-se os ácidos gordos para o tanque TK-27.

Os óleos seguem para o SKID 3 onde se adiciona água para efetuar a lavagem ácida dos mesmos na centrífuga vertical. Por fim, os óleos seguem para um desidratador para retirar o excesso de humidade, ficando assim em condições de seguir para o acumulador D-03 para serem incorporados na PEBD.

Os resíduos da água da lavagem, representados pelo fluxo 2, retirados na centrífuga vertical e no desidratador vão para o acumulador D-2901. De seguida este resíduo é cortado, novamente com ácido clorídrico, e transferido para um tanque onde se promove a separação da água e dos ácidos gordos, ácidos estes que seguem para o TK-27 para serem reaproveitados.

3.1.3. PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE BIODIESEL (PEBD)

O esquema de produção de biodiesel encontra-se representado na figura 11.

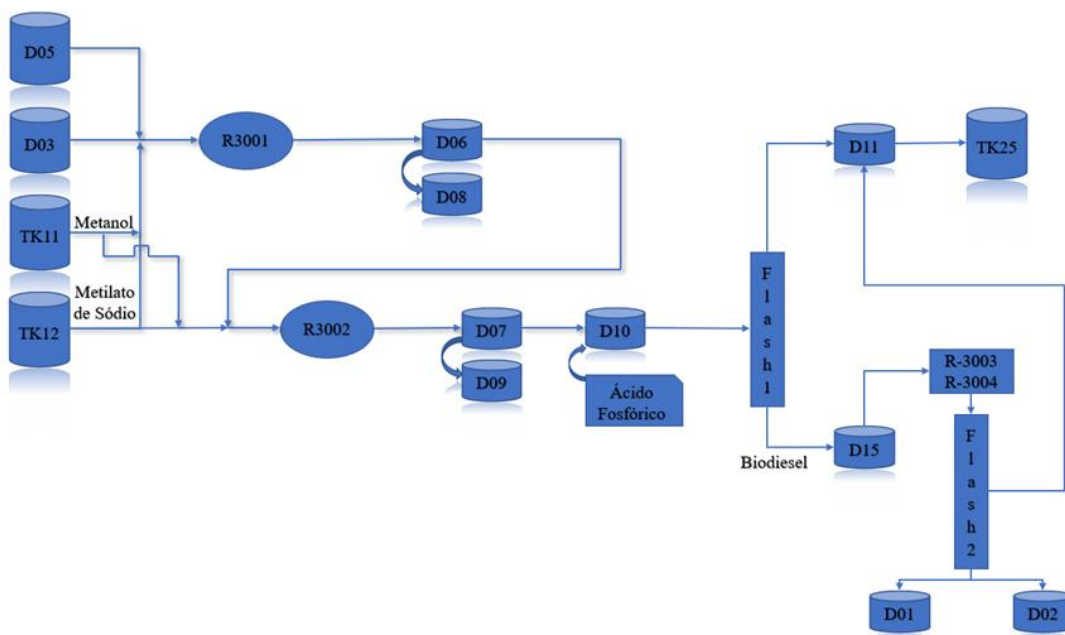


Figura 11 - Esquema da PEBD

O processo inicia-se com o aquecimento dos óleos neutros provenientes da PEN (D-03) juntamente com óleos vegetais virgens provenientes do D-05 por um recuperador de calor de placas e um permutador de calor tubular até uma temperatura. Em seguida a matéria-prima é misturada com o metanol e o metilato de sódio, o catalisador. A mistura entra no reator R-3001 (reator de cavitação) e a reação dá-se até uma percentagem em ésteres metílicos próxima dos 85%. Os produtos resultantes desta reação (biodiesel e glicerina) são encaminhados para o decantador D-06 onde ocorre a decantação da glicerina e a sua separação, indo para o D-08. Para facilitar esta operação há recirculação da glicerina, ou seja, parte da glicerina que sai do D-06 volta a entrar para manter a temperatura e ajudar na sua separação (quanto maior a quantidade de glicerina, maior a tendência de esta se depositar). O biodiesel (fase leve do D-06) é misturado novamente com os reagentes e passa pelo reator de cavitação R-3002 onde se completa a formação de ésteres. Os produtos vão para o D-07 e a glicerina é decantada para o acumulador D-09.

Na produção do biodiesel, utilizando um catalisador alcalino, produz-se sempre alguma quantidade de sabão. Assim, após o final da reação de transesterificação, o catalisador em excesso e o sabão tendem a concentrar-se na fase da glicerina. Contudo, existe sempre alguma quantidade destes constituintes que permanecem na fase do biodiesel. Este facto pode causar problemas no seguimento do processo: os sabões seguem no processo podendo causar a colmatação das resinas. Para resolver o problema, quando a mistura chega ao acumulador D-10, é adicionado ácido fosfórico mantendo-se o pH controlado (próximo do neutro). A acidificação tem por objetivo criar condições menos propícias à formação de sabões e acabar com a reação de transesterificação.

Segue-se o Flash 1 onde se dá, a cerca de 75°C e a uma pressão de 130 mbar, a secagem do metanol do biodiesel até 5000 ppm. O metanol é recuperado para o D-11 enquanto o biodiesel segue para o D-15.

Nas resinas (R-3003 e R-3004) há a adsorção final da glicerina que tem agregada a si sódio, metanol e algumas impurezas. O biodiesel sai das resinas para o Flash 2 onde, sob condições mais severas de pressão e temperatura, o metanol desce para valores dentro da norma europeia, EN 14214, abaixo de 2000 ppm.

Após filtração física, o biodiesel segue para o D-01/D-02. Ulteriormente, adiciona-se antioxidante ao biodiesel e este é transferido para os tanques de expedição.

3.1.4. PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE GLICERINA (PEG)

Como referido anteriormente, a glicerina produzida no processo da PEBD requer um tratamento específico para ficar em condições de ser exportada com os níveis de glicerol admissíveis (75% a 80 %).

O processo de tratamento das glicerinas na *Bioport* divide-se em 3 etapas: Acidulação da Glicerina Bruta, Neutralização da Glicerina Ácida e por fim a Recuperação do Metanol da Glicerina Neutra.

Acidulação da Glicerina Bruta

A glicerina bruta deve ser acidulada por forma a recuperar os ácidos gordos. Este processo deve ser feito até um pH de aproximadamente 1,5 separando assim os ácidos gordos da glicerina ácida e evitando gastos desnecessários de HCl e KOH. Os ácidos gordos recuperados são transferidos para o processo de esterificação ácida (TK-27). O esquema da figura 12 resume esta primeira etapa da PEG.

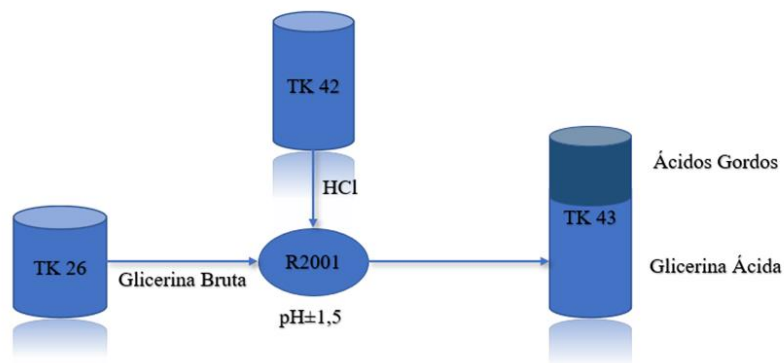


Figura 12 - Acidulação da glicerina bruta: 1º etapa da PEG

Neutralização da Glicerina Ácida

Nesta fase do processo, a glicerina ácida é neutralizada com hidróxido de sódio antes de se recuperar o metanol no evaporador. Este processo de neutralização deve ser concluído quando os níveis de pH estiverem entre 5 e 5,3 aproximadamente. Na figura 13 encontra-se estruturada esta fase intermédia do processo de tratamento da glicerina.

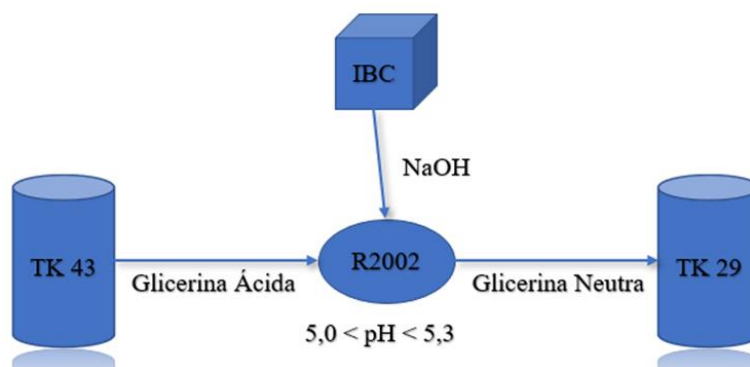


Figura 13 - Neutralização da glicerina ácida: 2º etapa da PEG

Recuperação do Metanol da Glicerina Neutra

O metanol presente na glicerina neutra deve ser recuperado antes desta ser armazenada e, posteriormente, exportada. Para isso, a glicerina passa por um processo de evaporação, a determinadas condições de pressão e temperatura, de forma a recuperar-se o metanol. O metanol recuperado é

transferido para o tanque TK-25 para ser retificado e novamente utilizado como reagente na produção do biodiesel. No final deste processo a glicerina encontra-se em condições de ser armazenada e expedida. Na figura 14 encontra-se detalhada esta fase da PEG.

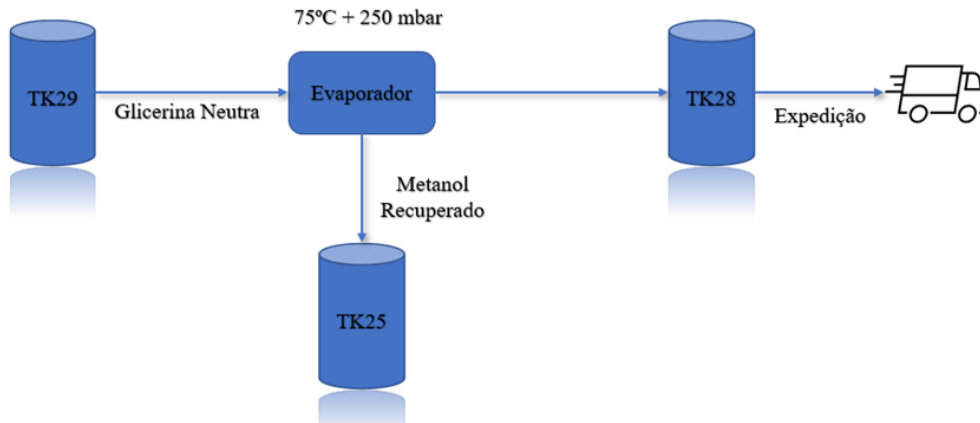


Figura 14 - Recuperação do metanol da glicerina neutra: 3º etapa da PEG

3.1.5. PRODUÇÃO ESPECÍFICA DE RETIFICAÇÃO DO METANOL (PERM)

Nesta fase de produção, o metanol recuperado no processo de produção do Biodiesel (Flash 1 e Flash 2) e no evaporador das glicerinas (terceira etapa da produção específica de glicerina) para voltar a ser utilizado como reagente deve ser purificado para voltar a ter os níveis de metanol adequados para o efeito (superior a 98%). Desta forma, na *Bioport*, o metanol recuperado é retificado na torre de retificação (figura 15).

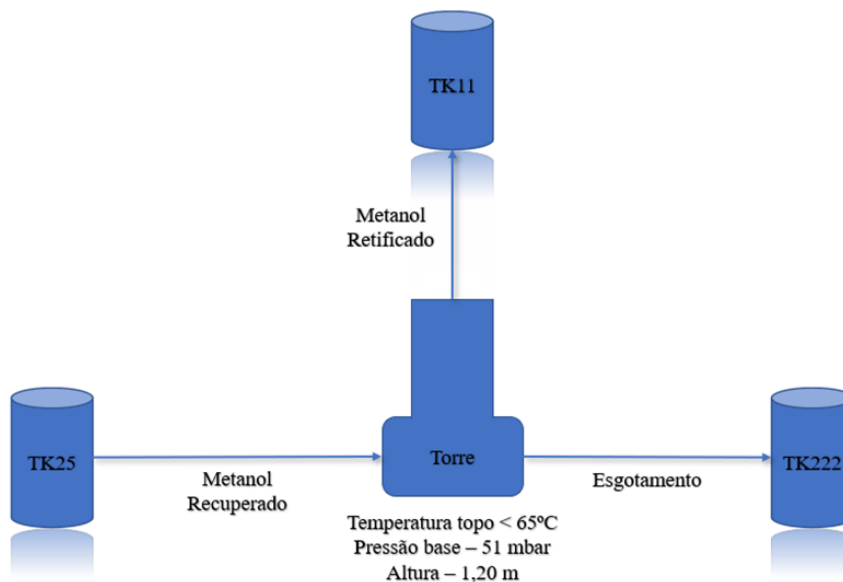


Figura 15 - Esquema da PERM

O esgotamento da torre possui grandes quantidades de biodiesel a ser recuperado. Desta forma, o resíduo/água deve ser eliminado do fundo da torre para que o biodiesel sobrenadante possa ser recuperado.

Ao longo dos ciclos de retificação do metanol, efetuam-se vários controlos de qualidade do metanol retificado, de modo a se ajustar as condições de funcionamento da torre para que o metanol recuperado possua os níveis pureza desejados.

3.2. ANÁLISE DETALHADA DOS PROCESSOS

Nesta secção do trabalho pretende-se fazer um estudo mais detalhado de cada unidade de produção da fábrica efetuando um levantamento de todos os equipamentos e condições de operação, nomeadamente caudais e temperaturas de operação.

3.2.1. REAÇÃO DE ESTERIFICAÇÃO ÁCIDA

A reação de esterificação ácida é a primeira etapa do processo de produção de biodiesel. Esta reação tem como objetivo converter o alto teor de ácidos gordos livres presentes na matéria-prima em ésteres.

Este processo, que funciona por lotes, inicia-se com o enchimento do reator R-10001 (figura 16) de matéria-prima ácida proveniente do tanque TK-27 por uma bomba de enchimento que opera somente sob dois modos, *on and off*.

Finalizado o enchimento do reator, procede-se a um aquecimento dos óleos no permutador HE-9004 assegurado pela circulação de óleo térmico a 190 °C. A recirculação da mistura é garantida pela bomba P-9001, uma bomba de acoplamento magnético revestida com variador de frequência.

De seguida introduz-se metanol no reator (TK-11) juntamente com uma determinada quantidade de ácido metanossulfónico (MSA), e procede-se ao aquecimento da mistura. A reação ocorre durante 1,5 horas ou, se necessário, durante 2 horas. Como o ponto de ebulição do metanol é de aproximadamente 65 °C, o reator está equipado com um permutador de calor (HE-9001) de forma a condensar o metanol vaporizado durante a reação. Para isso é utilizado um circuito de água à temperatura ambiente que arrefece o permutador. Posteriormente, a água quente é arrefecida em torres de arrefecimento a ar.

Durante a reação formam-se resíduos com água que, no final da reação e após duas horas de decantação, são purgados para o D-19.

Finalizado este processo, avalia-se a percentagem de ácidos gordos livres e caso estes ainda sejam superior a 6% procede-se à repetição do processo (volta-se a introduzir os reagentes em determinadas quantidades e, no final da reação volta-se a decantar os resíduos para o D-19).

Caso a percentagem dos ácidos gordos livres seja inferior a 6%, os óleos de baixa acidez são então encaminhados para o tanque TK-223. Na figura 16 está esquematizado a unidade de esterificação ácida, com todos os equipamentos (válvulas, permutadores e bombas) utilizados.

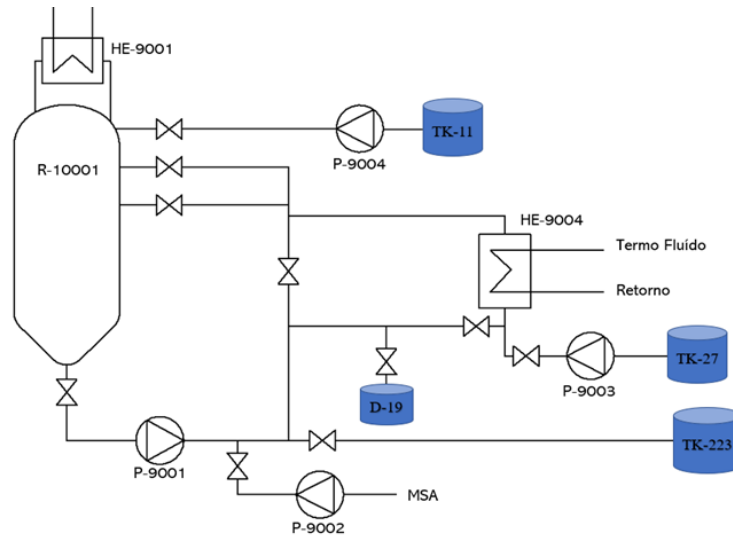


Figura 16 - Unidade da esterificação ácida

3.2.2. UNIDADE DE SECAGEM

A unidade de secagem é um processo intermédio entre a PEEA e a PEN. Este processo tem como objetivo retirar o metanol em excesso presente nos óleos de baixa acidez resultantes da reação de esterificação (figura 17).

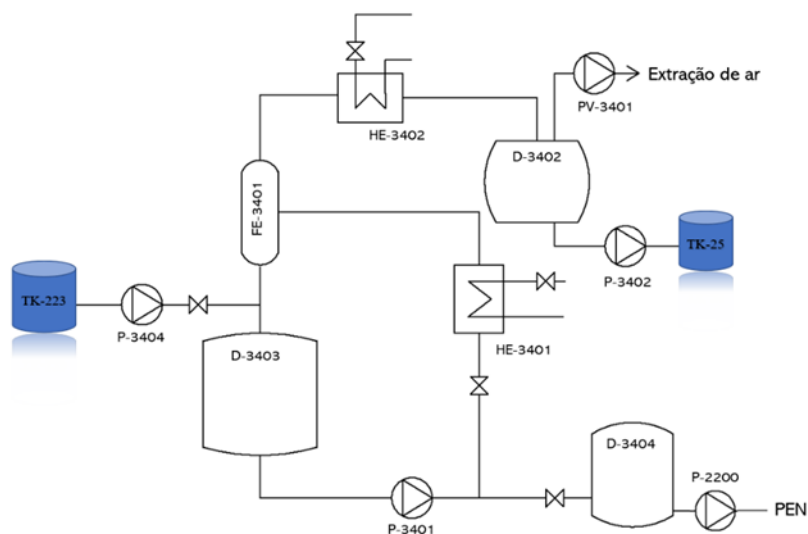


Figura 17 - Secagem do metanol dos óleos de baixa acidez

O processo de secagem inicia-se então com o enchimento do reservatório D-3403 com os óleos de baixa acidez pela bomba elétrica centrífuga P-3404 (*on/off*). Uma vez cheio, procede-se à recirculação da mistura dos óleos ao longo do permutador HE-3401, onde circula o óleo térmico, de forma a que o metanol evapore no evaporador flash FE-3401. O metanol é condensado ao passar no permutador HE-3042, onde circula água à temperatura ambiente, seguindo para o reservatório D-3402 que se encontra sob vácuo (P=500 mbar) e, por fim, é descarregado para o tanque TK-25.

Retirado o metanol em excesso, os óleos estão em condições de serem incorporados na PEN onde, primeiramente, são descarregados para o reservatório D-3404 e, por fim, são encaminhados para o processo de neutralização pela bomba P-2200, uma bomba com variador de velocidade uma vez que o processo de neutralização é contínuo.

3.2.3. NEUTRALIZAÇÃO DOS ÓLEOS (PEN)

O processo de neutralização, como o próprio nome indica, tem como objetivo neutralizar a acidez dos óleos vegetais usados. Para isso, tanto os óleos de baixa acidez como os óleos provenientes da esterificação ácida passam por uma série de reações até atingirem a qualidade desejada.

A neutralização da matéria-prima começa com a mistura dos óleos através de duas bombas centrífugas com variador de velocidade (P-2200 e P2201, figura 18), seguido de um aquecimento num recuperador de calor e num permutador tubular.

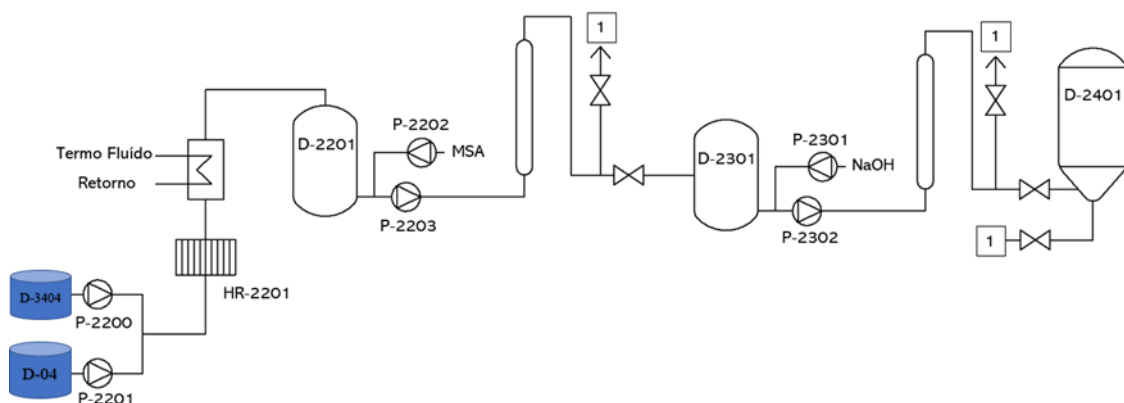


Figura 18 - Skid de acidulação e neutralização da PEN

Em seguida, a mistura segue para o Skid 1 (Skid de acidulação) onde se adiciona ácido metanossulfónico à mistura de óleos através da bomba doseadora P-2202. Por intermédio da bomba centrífuga P-2203 a mistura é encaminhada para uma coluna vertical onde promove a reação.

Logo depois vem o Skid 2 (Skid de neutralização) onde, desta vez, se adiciona hidróxido de sódio para neutralizar a acidez da mistura seguindo novamente para uma coluna vertical para acelerar a reação.

Para terminar esta primeira fase do processo, a mistura é armazenada no acumulador D-2401 onde se procede à decantação dos resíduos de sabões formados ao longo do percurso (fluxo 1 da figura 18).

Numa segunda fase do processo a mistura segue para uma centrífuga rotativa (figura 19) onde se promove a separação entre óleos neutros e um resíduo de água ácida que é removido para o D-2402, com o auxílio de uma bomba pneumática (P-2502), onde se aproveitam os ácidos gordos nele presentes.

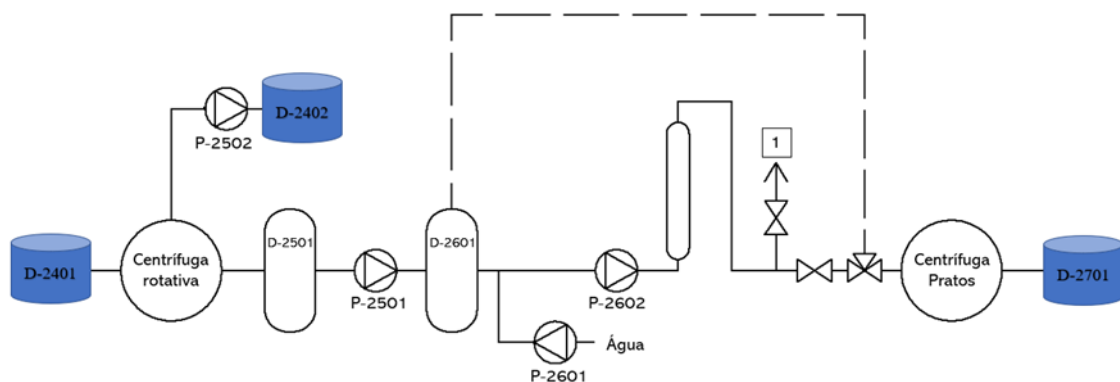


Figura 19 - Lavagem dos óleos

A mistura de óleos neutros segue para o Skid 3 (Skid de lavagem) onde se adiciona água ao processo por meio de uma bomba doseador (P-2601). Através de uma bomba de carretos com variador (P-2602) os óleos são encaminhados para uma nova coluna vertical para acelerar o processo de lavagem e, para terminar esta etapa, a mistura segue para a operação de lavagem final na centrífuga de pratos onde é removida água para tratamento.

Para terminar o processo de neutralização, fica apenas a faltar a remoção de humidade existente na mistura dos óleos. Para isso, a mistura é enviada, por uma bomba centrífuga com variador de velocidade (P-2701), para a unidade de secagem (desidratador, figura 20).

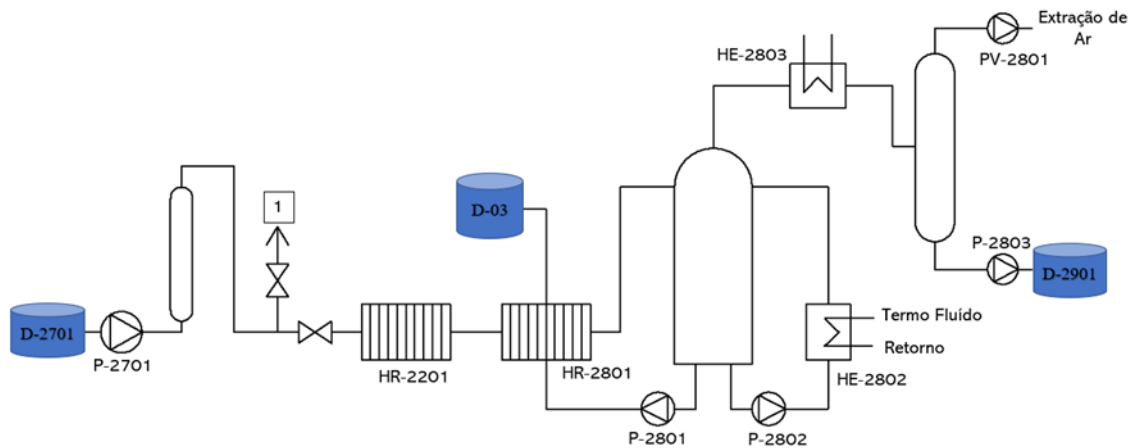


Figura 20 - Secagem dos óleos

No desidratador, os óleos passam, primeiramente, em dois recuperadores de calor: no primeiro (HR-2201) cede calor à mistura inicial de óleos ácidos e no segundo (HR-2801) recebe calor da mistura final de óleos tratados.

Posteriormente, a mistura segue para um acumulador onde se vai promover a sua recirculação. Por meio de uma bomba centrífuga *on/off* (P-2802) faz-se circular a mistura através de um permutador de calor, onde circula óleo térmico, provocando um aumento da temperatura da mistura e, com isto, a evaporação da humidade presente nos óleos. A água evaporada condensa ao passar no permutador HE-2803, onde circula água à temperatura ambiente, seguindo para um reservatório que se encontra sob vácuo. Ulteriormente, este resíduo de água é descarregado para o acumulador D-2901 onde se efetuará o seu tratamento.

Quanto aos óleos secos, estes são descarregados para o acumulador D-03, estando assim em condições de serem incorporados na PEBD.

3.2.4. PRODUÇÃO DO BIODIESEL

A produção do biodiesel é um processo contínuo e dos mais complexos da Bioport. Aqui, o biodiesel é formado a partir de óleos vegetais virgens (D-05), óleos neutros (D-03) e biodiesel recuperado ao longo do processo (figura 21). A mistura da matéria-prima é garantida por três bombas de carretos com variador de velocidade.

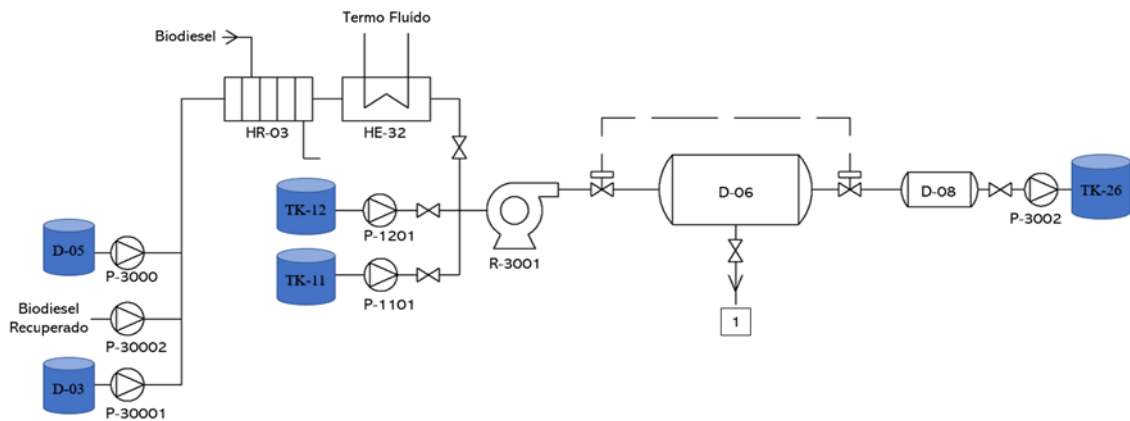


Figura 21 - Etapa inicial da primeira reação de transesterificação

A primeira etapa da reação começa com um pré-aquecimento da matéria-prima até temperaturas na ordem dos 65 °C através de um recuperador de calor onde circula o produto final de biodiesel (HR-03) e um permutador de calor onde circula óleo térmico (HE-32). De seguida adicionam-se os reagentes (metanol e metilato de sódio, TK-11 e TK-12 respetivamente) de forma a que a reação, que ocorre no reator de cavitação R-3001, ocorra até uma percentagem de 85% de ésteres metílicos. A mistura de biodiesel e glicerina segue para o acumulador D-06 onde ocorre a decantação da glicerina para o acumulador D-08 e a fração leve composta por biodiesel, segue para a segunda etapa da reação (corrente 1).

A segunda etapa da reação (figura 22) é bastante semelhante à anterior. O biodiesel, representado pelo fluxo 1, é novamente misturado com os reagentes de forma a que, no reator de cavitação R-3002,

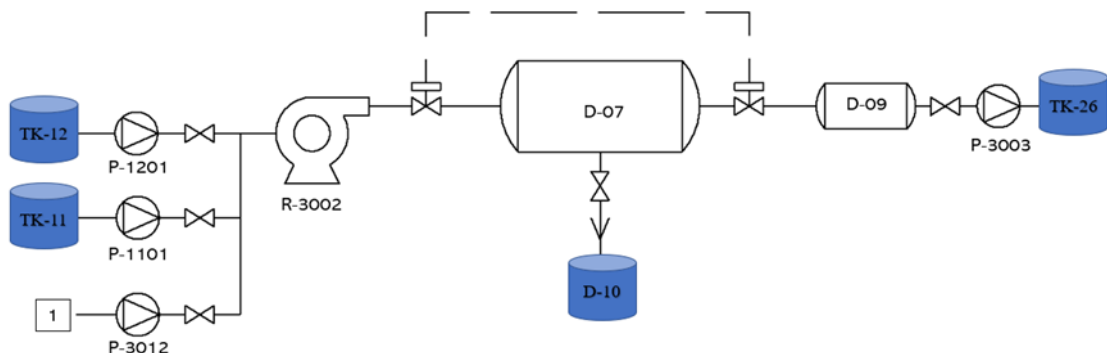


Figura 22 - Segunda etapa da reação de transesterificação

a reação ocorra até à restante formação de ésteres metílicos. No final da reação, a mistura segue para o acumulador D-07 onde ocorre novamente a separação do biodiesel da glicerina.

A glicerina, fração pesada da mistura, segue para o acumulador D-09 onde é posteriormente descarregada para o TK-26 por uma bomba centrífuga com variador de velocidade, enquanto que o biodiesel segue para o acumulador D-10.

De forma a ficar completa a reação do biodiesel, adiciona-se, no acumulador D-10, ácido fosfórico (por meio de uma bomba doseadora, PD-10) de modo a eliminar os resíduos de sabões formados devido à utilização do catalisador alcalino (figura 23).

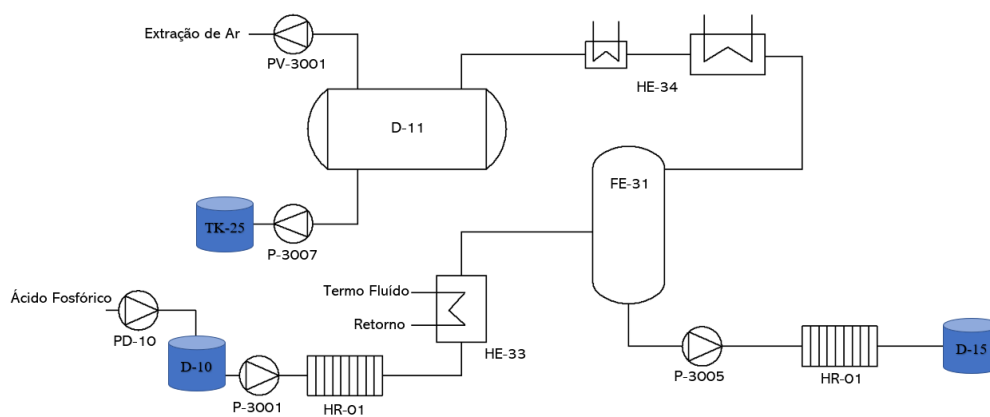


Figura 23 - Primeira etapa da purificação do biodiesel

Seguidamente, o biodiesel passa por um processo de secagem do metanol. A mistura do biodiesel passa, num primeiro momento, no recuperador de calor HR-01 onde recebe calor do biodiesel que sai do evaporador flash FE-31 e posteriormente num permutador de calor onde circula o óleo térmico. No evaporador flash FE-31, dá-se então uma primeira secagem do metano até 5000 ppm. O metanol evaporado passa em dois permutadores onde circula água refrigerada proveniente de um *chiller*. Nestas condições, o metanol condensa e segue para o acumulador D-11 que se encontra sob vácuo. Por fim, o metanol é descarregado para o TK-25.

Quanto ao biodiesel, este é descarregado para o D-15 por uma bomba de carretos com variador de velocidade passando pelo recuperador de calor HR-01 onde cede calor à mistura que sai do D-10.

Após a primeira secagem do metanol, o biodiesel passa por uma seção denominada de sistema de resinas (figura 24). Aqui, as resinas tem como objetivo principal a retenção final de glicerina que tenha agregado a si metanol, sódio e outras impurezas.

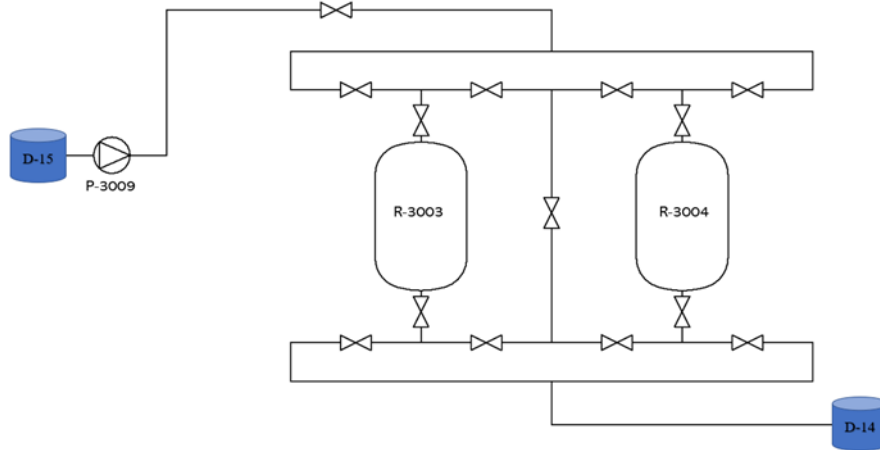


Figura 24 - Sistema de resinas

O biodiesel é então transferido do acumulador D-15 para o sistema de resinas por uma bomba de carretos P-3009 com variador de velocidade e, no final, o biodiesel é acumulado no D-14.

O biodiesel sai das resinas e segue então para a última etapa deste processo, uma nova secagem do metanol até valores dentro da norma. A secagem do metanol no evaporador flash FE-32 é muito semelhante à secagem antes das resinas, variando apenas nos valores de temperatura e pressão.

O biodiesel final é então transferido para os tanques de armazenamento (figura 25) por uma bomba de carretos com variador de velocidade (P-3010) passando em dois recuperadores de calor.

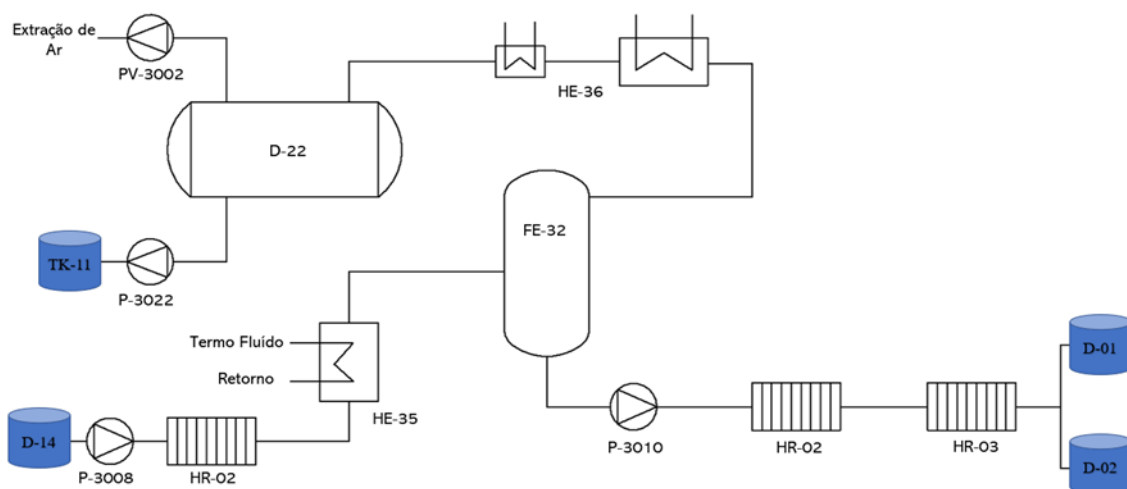


Figura 25 - Fase final da purificação do biodiesel

3.2.5. TRATAMENTO DAS GLICERINAS (PEG)

O tratamento das glicerinas, como dito anteriormente, divide-se em três etapas. Na primeira etapa, a glicerina bruta reage com o ácido clorídrico no reator R-2001 onde, por ação mecânica, se procede à agitação da mistura até atingir o valor de pH de aproximadamente 2,0. Este processo inicia-se com a enchimento do reator de glicerina (TK-26) por uma bomba centrífuga com variador de velocidade onde, posteriormente, se vai adicionando o ácido clorídrico, através de uma bomba pneumática, até se atingirem as condições de pH. Estando em condições, a mistura é despejada para o tanque TK-43, pela bomba pneumática P-2001, onde se vão formar duas fases: ácidos gordos no topo, que são descarregados por uma bomba pneumática para o tanque TK-27 e glicerina ácida na base que é utilizada na segunda etapa deste processo. Na figura 26 encontra-se esquematizada esta primeira etapa do tratamento das glicerinas.

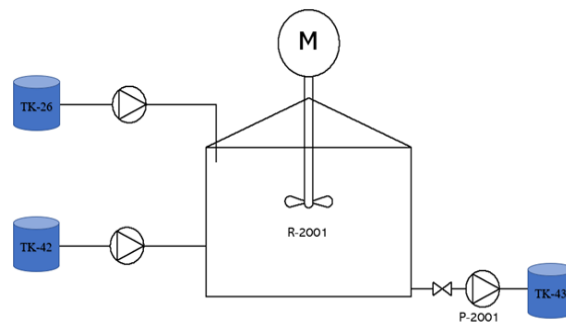


Figura 26 - Acidulação da glicerina

A segunda etapa deste processo é muito semelhante à anterior. A glicerina ácida reage desta vez com o hidróxido de sódio no reator R-2002 onde, também por acção mecânica, se procede à agitação desta mistura até um pH de aproximadamente 5,0. Introduce-se então a glicerina ácida no reator, por meio de uma bomba pneumática, adicionando gradualmente hidróxido de sódio, através de uma bomba doseadora, até à obtenção, mais uma vez, dos valores de pH desejados.

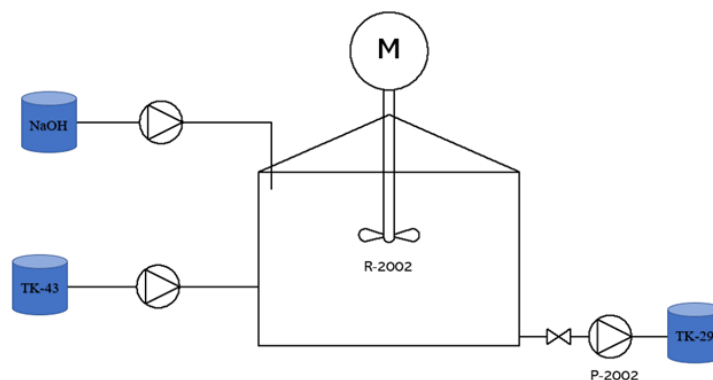


Figura 27 - Neutralização da glicerina ácida

A glicerina neutra é então despejada para o tanque TK-29 por uma bomba elétrica centrífuga (*on/off*), estando assim em condições de se proceder à terceira e última etapa deste processo. Na figura 27 está esquematizada esta etapa do processo.

A recuperação, ou secagem, do metanol inicia-se com o enchimento do evaporador T-1301 de glicerina neutra por meio de uma bomba centrífuga (*on/off*) P-1301 (figura 28). De seguida, faz-se circular a mistura através da bomba P-1302 (centrífuga) de modo que eleve a sua temperatura ao passar no permutador de calor HE-31, onde circula termo fluido a 190 °C, de forma a evaporar o metanol presente na mesma.

O metanol evaporado é condensado ao passar nos permutadores a água (HE-30 e HE-29), sendo posteriormente armazenado no acumulador D-1301, que se encontra sob vácuo, para que sejam removidas as bolhas de ar formadas. O metanol é então depois descarregado para o tanque TK-25 onde vai ser posteriormente retificado para que possa ser novamente utilizado.

Por fim, a glicerina final, livre de metanol, é descarregada para o tanque TK-26 pela mesma bomba P-1302 onde aguarda a sua expedição.

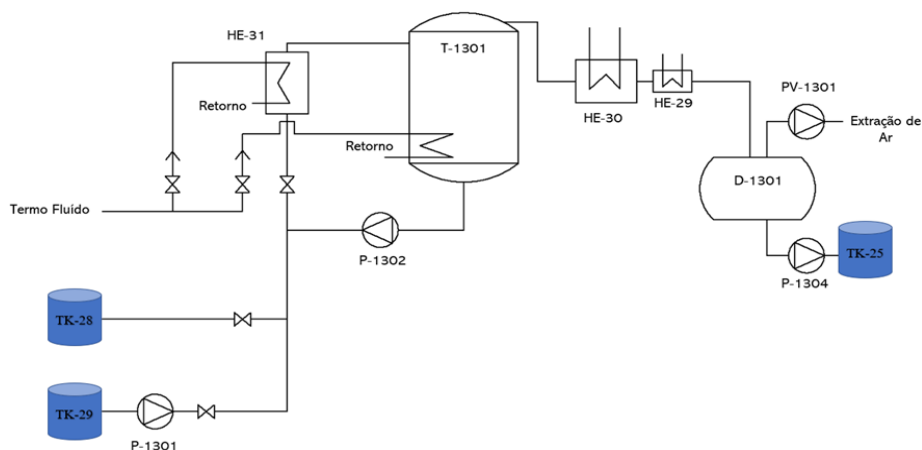


Figura 28 - Secagem do metanol da glicerina e respetivo armazenamento

3.2.6. RETIFICAÇÃO DO METANOL (PERM)

A retificação do metanol consiste em fazer evaporar o metanol recuperado de forma que, no fim deste processo, o metanol tenha os níveis de pureza adequados para voltar a ser reutilizado.

A purificação do metanol inicia-se então com o enchimento da torre com o metanol previamente recuperado para o tanque TK-25. Na base da torre existe um permutador de calor onde circula óleo térmico a 190 °C. Nestas condições de temperatura, o metanol evapora e, mais tarde, condensa ao passar no permutador HE-9001, onde circula água à temperatura ambiente. Parte do metanol

condensado é reintroduzido no topo da torre para facilitar a condensação enquanto o restante é encaminhado para o TK-11.

No fundo da torre vai-se formando um resíduo de água e biodiesel que deve ser removido para que se recupere o biodiesel. Na figura 29 está representada a retificação do metanol.

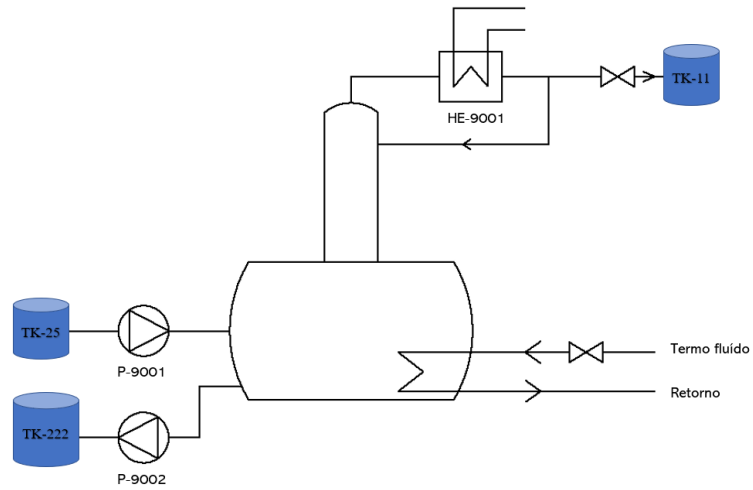


Figura 29 - Diagrama da retificação do metanol

4. CASO DE ESTUDO

4.1. HISTÓRICO DO CONSUMO ENERGÉTICO

A variabilidade da produção de biodiesel, tendo em conta que a carga de trabalho não é constante ao longo do ano, faz com que ocorram algumas variações no consumo de energia. No entanto, dado que se trata de uma empresa de produção de um biocombustível que carece de temperaturas controladas, o maior consumo de energia está associado à produção de calor/frio. Para melhor se compreender a necessidade energética da empresa, tona-se imprescindível proceder a uma análise do histórico de consumos energéticos que se dividem entre consumo de eletricidade (motores elétricos das bombas e *chiller*) e consumo de *pellets* (caldeira). Para isso, foram utilizados dados referentes ao ano de 2021.

4.1.1. HISTÓRICO ENERGÉTICO

Utilizando dados fornecidos pela empresa referentes ao consumo energético, foi elaborada a tabela 6 na qual é exibido o respetivo consumo em cada mês relativo ao ano em questão. Na mesma tabela é ainda apresentada a produção mensal de biodiesel.

Tabela 6 - Histórico do consumo energético e da produção de biodiesel pela Bioport no ano de 2021

Mês	Pellets (ton)	Eletricidade (kWh)	Produção de biodiesel (ton)
janeiro	131,90	155 882,00	1 252,60
fevereiro	125,56	108 908,00	876,00
março	154,84	183 094,00	1 787,70
abril	135,44	157 979,00	1 491,20
maio	160,86	177 861,00	2 104,40
junho	132,98	168 588,00	1 740,90
julho	127,20	154 309,00	1 572,60
agosto	100,98	134 481,00	1 227,70
setembro	160,92	192 194,00	2 064,70
outubro	157,58	173 891,00	1 706,40
novembro	157,04	174 555,00	1 780,40
dezembro	106,02	127 698,00	899,40
Total	1 651,32	1 909 440,00	18 504

De forma a determinar o consumo energético por tonelada de biodiesel produzido, os valores dos consumos foram convertidos para *tep* de modo a obter um valor referência em *tep/ton de biodiesel*, tendo em conta os fatores de conversão termodinâmico e elétrico (1 *tep* = 41868 MJ e 1 kWh = 215 × 10⁶ tep) apresentados no Despacho nº 17313/2008 [22]. Para efeitos de cálculo, considerou-se o seguinte valor para o poder calorífico inferior dos *pellets*: *PCI* = 18,0 MJ/kg. Para determinar o consumo de pellets em tep utilizou-se a equação 5. Por outro lado, a conversão do consumo de energia elétrica em tep é dado pela equação 6.

$$E_{tep} = \frac{m. PCI}{41868} = 709,93 \text{ tep} \quad (5)$$

$$E_{tep} = kWh. 215 \times 10^{-6} = 410,53 \text{ tep} \quad (6)$$

No que diz respeito ao consumo energético e utilizando os valores referentes ao ano de 2021, verifica-se que a empresa está abrangida pelo SGCIE, visto que o consumo de energia total ultrapassa os 500 tep – 1120,46 tep (0,06 tep/ton biodiesel) – sendo a empresa considerada Consumidora Intensiva de Energia (CIE).

Através do gráfico da figura 30 é possível visualizar a evolução do consumo energético ao longo do ano de 2021. Para o período em análise, verifica-se uma variação algo significativa do consumo energético ao longo do tempo.

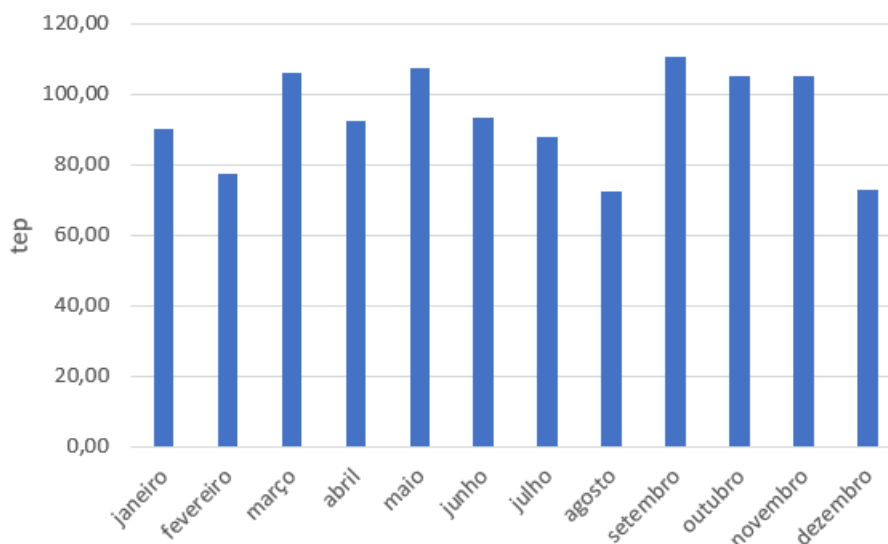


Figura 30 - Evolução do consumo energético ao longo do ano de 2021 na Bioport

Nos meses de janeiro e fevereiro o caudal médio de biodiesel produzido foi de 2,7 ton/h, valor inferior ao caudal médio que se verificou no restante período do ano (3,5 ton/h). Por outro lado, em fevereiro ocorreu uma paragem de cerca de 2 semanas devido a um incêndio. Durante os meses de

verão a empresa esteve mais uma vez parada, durante 3 semanas para período de férias e em dezembro o caudal médio de biodiesel produzido foi de 2,4 ton/h devido a uma limitação numa bomba.

Por estas razões consegue-se perceber as variações existentes no consumo energético e na produção do biodiesel (figura 31) uma vez que o consumo energético está diretamente relacionado com a produção de biodiesel.

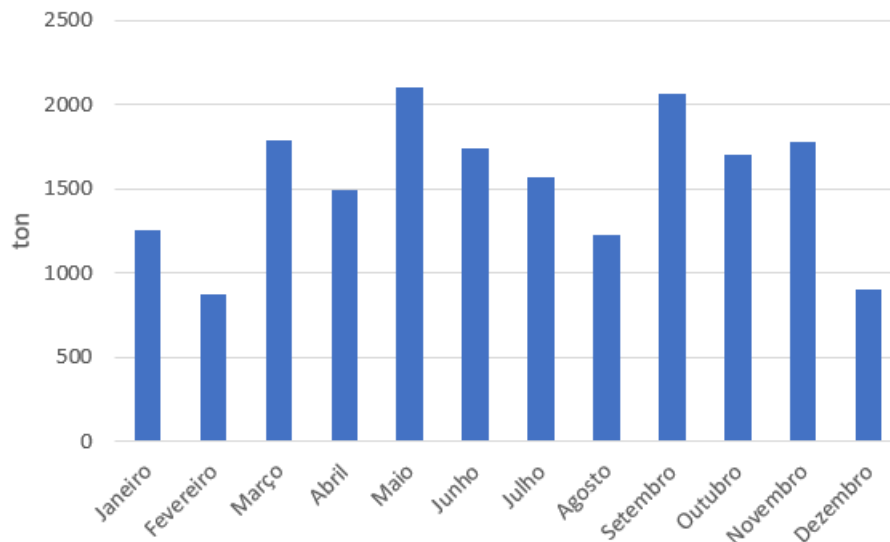


Figura 31 - Variação da produção de biodiesel ao longo do ano de 2021

Através da análise dos gráficos da figura 32 pode-se verificar a diferença indiscutível entre o peso dos consumos de energia. Analisando o gráfico da direita, pode-se concluir que, no ano de 2021, a caldeira foi responsável pelo consumo de 63,4% do total de energia consumida.

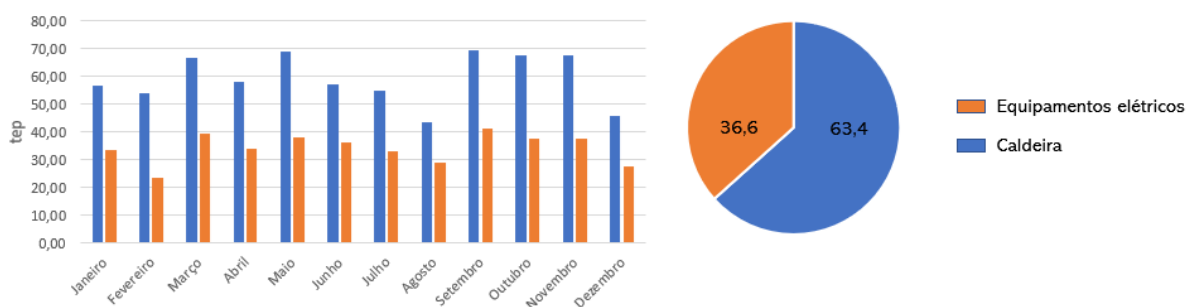


Figura 32 - Peso dos diferentes consumos de energia

Facilmente reparamos que a caldeira, responsável pelo aquecimento do óleo térmico que alimenta os permutadores de calor da unidade fabril, representa mais de 60% do consumo energético total da empresa.

Por outro lado, nos equipamentos elétricos, que representam os 36,6% do consumo energético da empresa, estão incluídos todos os motores elétricos que alimentam as bombas, iluminação, equipamentos de escritório bem como outros equipamentos menos relevantes. De salientar que o *Chiller*

também está incluído nos equipamentos elétricos o que evidencia ainda mais que o consumo energético relacionado com as utilidades (produção de calor e frio) é bem superior ao consumo energético dos restantes equipamentos associados diretamente ao processo de produção do biodiesel.

Assim sendo, pode-se afirmar que a parte termodinâmica do processo (caldeira + *chiller*) representa um consumo energético superior aos 63,4%, assinalados no gráfico da figura 32.

4.1.2. ANÁLISE DO CUSTO ENERGÉTICO

Com uma perspetiva de melhor se entender qual o valor do custo energético que a empresa consome, calcularam-se mensalmente, para o ano de 2021, os custos de energia sem IVA para os *pellets* e para a energia elétrica – tabela 7.

Tabela 7 - Custo Energético do ano 2021

Mês	Custo de pellets (€)	Custo de energia elétrica (€)				Total (€)
		Super Vazio	Vazio	Ponta	Cheia	
janeiro	18 298,48	4 510,26	8 692,88	5 309,32	13 637,58	50 448,52
fevereiro	14 560,82	3 139,74	5 471,62	3 898,73	10 057,52	37 128,43
março	21 653,36	5 440,68	9 605,26	6 069,47	16 703,50	59 472,27
abril	19 560,59	4 786,02	9 108,98	3 089,13	15 403,74	51 948,46
maio	22 256,89	5 368,68	11 040,71	3 268,07	16 657,74	58 592,09
junho	18 513,45	4 968,18	10 400,79	3 242,77	15 872,34	52 997,53
julho	12 331,69	4 638,42	8 410,73	3 190,79	15 488,00	44 059,63
agosto	19 308,72	3 947,94	7 272,44	2 773,34	13 687,08	46 989,52
setembro	22 293,03	5 717,88	10 234,35	3 983,60	19 633,46	61 862,32
outubro	21 843,03	5 097,42	10 901,44	3 136,97	16 402,54	57 381,40
novembro	23 221,16	5 233,50	9 655,99	6 007,14	15 079,02	59 196,81
dezembro	15 558,43	3 811,68	8 078,23	4 037,88	10 218,78	41 705,00

Para obtenção dos valores presentes na tabela anterior teve-se em conta os registos das encomendas de *pellets*, fornecidos pela empresa, bem como os valores obtidos das contagens efetuadas pela empresa (Anexo A).

Em relação aos *pellets* podemos verificar que houve um ligeiro aumento do custo/kg nos últimos dois meses do ano.

Em relação ao custo energético de eletricidade fornecida pela Galp, para além do custo unitário para os valores parciais de energia, foi tido em conta o custo/kW para os diferentes valores de potência contratada. Para simplificação dos resultados foram ignoradas eventuais taxas e impostos associados.

4.1.3. ANÁLISE COMPARATIVA: QUANTIDADE VENDIDA/ENERGIA CONSUMIDA

A análise de vendas da empresa tem como principal objetivo relacionar os valores das vendas aos dos consumos energéticos, sendo para isso utilizado o historial de vendas da empresa. Para facilitar esta

análise, consideraram-se as seguintes aproximações: as quantidades vendidas em cada mês são iguais às quantidades produzidas no mesmo mês e para o valor das vendas, utilizaram-se os preços dos biocombustíveis FAME praticados em Portugal continental no ano de 2021 fornecidos pela ENSE [23] (tabela 8).

Tabela 8 - Preço do m³ de biodiesel praticado em Portugal ao longo do ano de 2021

Meses	Preço Provisório (€)	Preço Real (€)
janeiro	908,75	904,08
fevereiro	924,81	934,94
março	958,23	970,38
abril	1065,33	1070,42
maio	1126,89	1124,87
junho	1277,43	1288,79
julho	1306,98	1302,98
agosto	1241,95	1234,14
setembro	1302,80	1230,37
outubro	1318,38	1248,09
novembro	1382,23	1373,49
dezembro	1446,23	1454,59

Na tabela 9 são apresentados os valores obtidos desta análise.

Tabela 9 - Indicadores energéticos/vendas

Mês	Quantidade vendida (m³)	Valor Vendas (€)	Energia consumida (tep)	Energia consumida (€)	Quantidade (m³)/Energia (€)	Valor Vendas (€)/Energia (tep)
janeiro	1423,41	1 286 876,51	90,22	50 448,52	0,028	14 263,76
fevereiro	995,45	930 686,02	77,4	37 128,43	0,027	12 024,37
março	2031,48	1 971 307,56	105,93	59 472,27	0,034	18 609,53
abril	1694,55	1 813 880,21	92,19	51 948,46	0,033	19 675,46
maio	2391,36	2 689 969,12	107,4	58 592,09	0,041	25 046,27
junho	1740,9	2 243 654,51	93,42	52 997,53	0,033	24 016,85
julho	1787,04	2 328 477,38	93,11	44 059,63	0,041	25 007,81
agosto	1395,11	1 721 761,06	67,08	46 989,52	0,03	25 667,28
setembro	2346,25	2 886 755,61	110,5	61 862,32	0,038	26 124,49
outubro	1939,09	2 420 158,84	105,13	57 381,40	0,034	23 020,63
novembro	2023,18	2 778 817,50	105,04	59 196,81	0,034	26 454,85
dezembro	1022,05	1 486 663,71	73,04	41 705,00	0,025	20 354,10

Através dos indicadores elaborados, os quais relacionam a parte de vendas – Quantidade Vendida – com a questão do consumo energético – quer este seja expresso em euros, quer seja expresso em unidade energética (tep) – é possível retirar algumas conclusões importantes.

O indicador que relaciona a quantidade vendida, em m³, com a energia consumida, em euros, demonstra quantos m³ de biodiesel são vendidos por cada euro gasto em energia. Pela análise da tabela, verifica-se que existe uma relação direta entre a quantidade vendida e a energia consumida em euros (maior quantidade vendida, maior consumo energético) verificando-se um aumento deste indicador nos meses em que as vendas são mais elevadas e uma diminuição deste indicador quando acontece o contrário.

Outro indicador estudado foi o que relaciona o valor das vendas, em euros, com a energia consumida, em tep. Este indicador demonstra qual a quantidade de vendas por cada tep de energia consumido. Assim, pela análise da tabela, verifica-se, por exemplo, que em janeiro foram vendidos cerca de 14 263 € de biodiesel (correspondendo a aproximadamente 15,77 m³ de biodiesel) por cada tep de energia consumido. Contudo, é difícil arranjar uma relação entre este indicador e a quantidade de vendas devido às elevadas flutuações existentes no preço do biodiesel no ano de 2021.

4.2. RECOLHA DE DADOS

Para ser possível entender as necessidades energéticas da unidade que se pretende otimizar, procedeu-se à recolha de dados, na qual foram efetuadas leituras que respeitam ao período atual da empresa. Os dados recolhidos dizem respeito ao consumo elétrico dos motores das bombas, através da leitura da tensão e da intensidade da corrente elétrica para cada motor, e do consumo de *pellets*, através da monitorização das temperaturas de entrada e saída de ambos os fluidos para cada permutador. Os equipamentos usados assim como o procedimento experimental para a medição de cada variável serão apresentados nas secções seguintes. Uma vez que as condições de operação são praticamente constantes devido ao estado estacionário da unidade, foram realizadas leituras em dois dias distintos da seguinte forma: as temperaturas foram registadas em intervalos de 2 minutos durante um período de 10 minutos enquanto, para os motores elétricos, foram feitas 3 leituras em intervalos de 1 hora.

4.2.1. REGISTO DAS TEMPERATURAS

O registo das temperaturas foi realizado através da utilização de dois termopares ligados a um aparelho de medição (figura 33). Todas as temperaturas envolvidas na permuta de calor nos permutadores HE-32 (figura 21), HR-01 e HE-33 (figura 23) e HR-02 e HE-35 (figura 25) foram registadas.

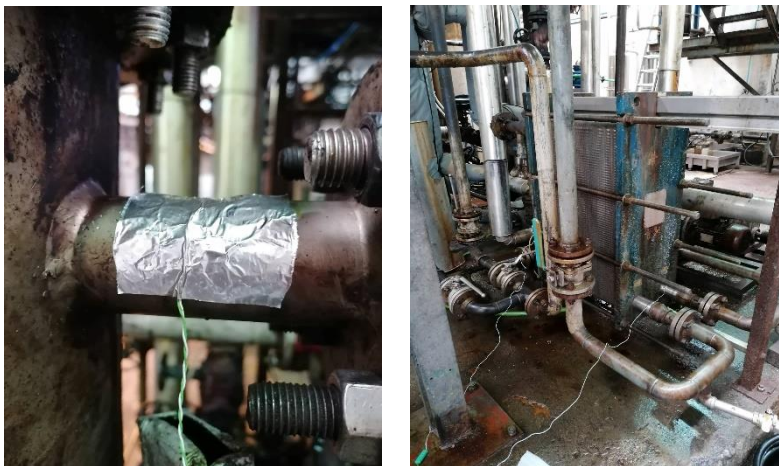


Figura 33 - Colocação dos termopares para o registo das temperaturas

Devido à impossibilidade de colocar o termopar em contacto direto com o fluido, estes colocaram-se imediatamente a montante e a jusante do permutador de calor na superfície exterior da tubagem. Por outro lado, como o aparelho de medição só permite ler duas temperaturas, em cada ensaio registou-se as temperaturas de entrada e saída para cada fluido, tendo-se realizado dois ensaios para cada permutador, um para o fluido quente e outro para o fluido frio, valore estes presentes no Anexo B. Com base nos dados recolhidos foram elaboradas as tabelas 10 e 11 onde se encontram as temperaturas médias de cada fluido para os diferentes dias.

✓ **DIA 1**

Tabela 10 - Valores médios das temperaturas de entrada e saída dos fluidos no dia 1 de ensaios

Permutador	Fluído Frio/Quente	Tci_{med}	Tco_{med}	Thi_{med}	Tho_{med}
HE-32	Óleos/Óleo Térmico	51,8	54,5	194,8	193,0
HR-01	Biodiesel/Biodiesel	46,9	71,7	78,1	49,6
HE-33	Biodiesel/Óleo Térmico	66,2	72,7	178,7	132,3
HR-02	Biodiesel/Biodiesel	43,0	98,0	101,3	49,1
HE-35	Biodiesel/Óleo Térmico	92,0	107,8	178,5	162,9

✓ **DIA 2**

Tabela 11 - Valores médios das temperaturas de entrada e saída dos fluidos no dia 2 de ensaios

Permutador	Fluído Frio/Quente	Tci_{med}	Tco_{med}	Thi_{med}	Tho_{med}
HE-32	Óleos/Óleo Térmico	46,2	69,3	163,2	102,2
HR-01	Biodiesel/Biodiesel	45,8	77,4	82,7	47,8
HE-33	Biodiesel/Óleo Térmico	68,6	77,6	188,0	152,0
HR-02	Biodiesel/Biodiesel	41,8	91,7	96,5	48,1
HE-35	Biodiesel/Óleo Térmico	92,6	113,0	182,6	164,0

4.2.2. REGISTO DO CONSUMO ELÉTRICO DAS BOMBAS

Como referido anteriormente, a análise do consumo elétrico dos motores das bombas baseou-se no registo da tensão e intensidade da corrente elétrica de cada motor. Estes valores foram lidos nos variadores de frequência de cada motor situados numa sala de controlo (figura 34).



Figura 34 - Variadores de frequência dos motores elétricos das bombas

Como a unidade encontra-se praticamente em estado estacionário, foram realizadas apenas três leituras para dois dias diferentes com intervalos de 1 hora, estando os valores obtidos tabelados no anexo C. Os valores médios diários encontram-se representados nas tabelas 12 e 13.

✓ **DIA 1**

Tabela 12 - Características dos motores elétricos das bombas no dia 1 de ensaios

Bomba	Designação	Intensidade (A)	Frequência (Hz)	Tensão (V)	Fluído
P-3000	Carretos	4,75	37,50	380	OW
P-30002	Carretos	1,95	28,23	230	Biodiesel
P-30001	Carretos	4,87	34,17	400	Óleos (PEN)
P-1201	Palhetas	0,63	13,50	380	Metilato de sódio
P-1101	Carretos	5,03	12,63	400	Metanol
R-3001	Cavitação	27,5	37,00	380	Mistura
P-3002	Centrífuga	2,18	12,5	400	Glicerina Bruta
P-3012	Carretos	4,56	33,17	400	Biodiesel
R-3002	Cavitação	28,21	36,00	380	Biodiesel
PD-10	Doseadora	0,29	26,70	230	Ácido Fosfórico
P-3001	Carretos	6,04	12,85	400	Biodiesel
P-3005	Carretos	7,23	35,90	400	Biodiesel
PV-3001	Vácuo	3,03	-	400	Ar
P-3009	Carretos	3,62	11,00	400	Biodiesel
P-3008	Carretos	5,52	23,58	400	Biodiesel
P-3010	Carretos	4,49	25,08	400	Biodiesel
PV-3002	Vácuo	3,44	-	400	Ar

✓ **DIA 2**

Tabela 13 - Características dos motores elétricos das bombas no dia 2 de ensaios

Bomba	Designação	Intensidade (A)	Frequência (Hz)	Tensão (V)	Fluído
P-3000	Carretos	4,82	44,90	380	OW
P-30002	Carretos	1,96	22,70	230	Biodiesel
P-30001	Carretos	4,81	40,33	400	Óleos (PEN)
P-1201	Palhetas	0,64	13,70	380	Metilato de sódio
P-1101	Carretos	5,01	13,70	400	Metanol
R-3001	Cavitação	22,5	36,00	380	Mistura
P-3002	Centrífuga	2,23	12,50	400	Glicerina Bruta
P-3012	Carretos	4,59	36,50	400	Biodiesel
R-3002	Cavitação	29,48	36,00	380	Biodiesel
PD-10	Doseadora	0,29	22,14	230	Ácido Fosfórico
P-3001	Carretos	6,95	14,16	400	Biodiesel
P-3005	Carretos	7,08	35,74	400	Biodiesel
PV-3001	Vácuo	3,03	-	400	Ar
P-3009	Carretos	2,88	10,00	400	Biodiesel
P-3008	Carretos	5,83	32,50	400	Biodiesel
P-3010	Carretos	4,02	25,62	400	Biodiesel
PV-3002	Vácuo	3,42	-	400	Ar

4.2.3. REGISTO DOS CAUDAIS MÁSSICOS

A leitura dos caudais mássicos de cada bomba foi efetuada diretamente através da sala de controlo à exceção das seguintes bombas: P-3005 (carretos) e P-3007 (pneumática) no evaporador flash 31 e P-3010 (carretos) e P-3022 (pneumática) no evaporador flash 32.

Para se determinar o caudal mássico nestas 4 bombas foi necessário recorrer a análise de amostras retiradas em pontos estratégicos.

No evaporador flash 31 (FE-31, figura 35) retiraram-se 2 amostras: uma antes do evaporador (amostra 1, figura 35) e outra depois (amostra 2, figura 35). A análise destas amostras permitiu ficar a conhecer a percentagem de metanol presente no biodiesel antes e depois do evaporador e, conseqüentemente, o caudal de metanol evaporado. Este processo foi repetido para o evaporador flash 32.

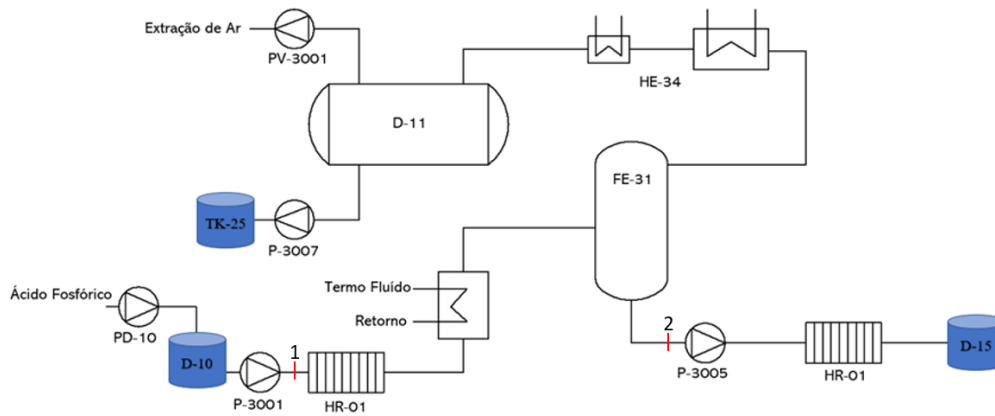


Figura 35 - Esquema de extração de amostras no flash 1

As leituras dos caudais mássicos foram realizadas em dois dias distintos, dias estes que coincidem com os dias das leituras das temperaturas e dos consumos das bombas. No anexo D são apresentados os resultados das amostras e os cálculos teóricos para a determinação dos caudais em falta. Os valores dos caudais mássicos lidos estão apresentados nas tabelas 14 e 15.

✓ **DIA 1**

Tabela 14 - Caudais mássicos registados no dia 1 de ensaios

Bomba	Designação	Fluído	Caudal mássico (kg/h)
P-3000	Carretos	OVV	905
P-30002	Carretos	Biodiesel	407
P-30001	Carretos	Óleos (PEN)	2368
P-1201	Palhetas	Metilato de Sódio	148 (59,2+88,8)
P-1101	Carretos	Metanol	620 (525+95)
R-3001	Cavitação	Mistura	4284,2
P-3002	Centrífuga	Glicerina Bruta	
P-3012	Carretos	Biodiesel	3850
R-3002	Cavitação	Biodiesel	4033,8
PD-10	Doseadora	Ácido Fosfórico	3,22
P-3001	Carretos	Biodiesel	4000
P-3005	Carretos	Biodiesel	3781,49
P-3007	Pneumática	Metanol	218,51
P-3009	Carretos	Biodiesel	3781,49
P-3008	Carretos	Biodiesel	3781,49
P-3010	Carretos	Biodiesel	3761,43
P-3022	Pneumática	Metanol	20,06

✓ **DIA 2**

Tabela 15 - Caudais mássicos registados no dia 2 de ensaios

Bomba	Designação	Fluído	Caudal mássico (kg/h)
P-3000	Carretos	OVV	875
P-30002	Carretos	Biodiesel	380,8
P-30001	Carretos	Óleos (PEN)	2244,2
P-1201	Palhetas	Metilato de Sódio	140,49 (56,6+83,89)
P-1101	Carretos	Metanol	588 (500+88)
R-3001	Cavitação	Mistura	4056,6
P-3002	Centrífuga	Glicerina Bruta	
P-3012	Carretos	Biodiesel	3645
R-3002	Cavitação	Biodiesel	4816,89
PD-10	Doseadora	Ácido Fosfórico	3,15
P-3001	Carretos	Biodiesel	3600
P-3005	Carretos	Biodiesel	3413,4
P-3007	Pneumática	Metanol	186,6
P-3009	Carretos	Biodiesel	3413,4
P-3008	Carretos	Biodiesel	3413,4
P-3010	Carretos	Biodiesel	3404,32
P-3022	Pneumática	Metanol	9,08

4.3. CONSUMO ENERGÉTICO DA PEBD

O consumo energético desta unidade divide-se em consumo de *pellets* na caldeira e consumo elétrico nos diferentes equipamentos elétricos existentes na unidade (motores elétricos e *chiller*). Nesta secção, será então determinado um valor do consumo energético mais próximo da realidade possível, tendo em conta vários fatores que são impossíveis de contabilizar, fatores estes que serão expostos à medida que se avança no capítulo.

4.3.1. CONSUMO DE PELLETS

A determinação do consumo de pellets teve como base o cálculo do calor trocado em cada um dos três permutadores a óleo térmico existentes nesta unidade. Por outro lado, o uso de dois recuperadores de calor no início de cada processo de purificação do biodiesel permite economizar energia e, conseqüentemente, diminuir o consumo de pellets.

Analisemos então o consumo de pellets nesta unidade, com base nos dados recolhidos, começando pelo permutador HE-32 (figura 21) situado no início do processo.

✓ HE-32

Este permutador é do tipo tubular e é responsável por aquecer a matéria-prima para que esta esteja em condições de participar nas reações de transesterificação de produção do biodiesel. Na figura 36 pode-se ver um esquema simples deste permutador:

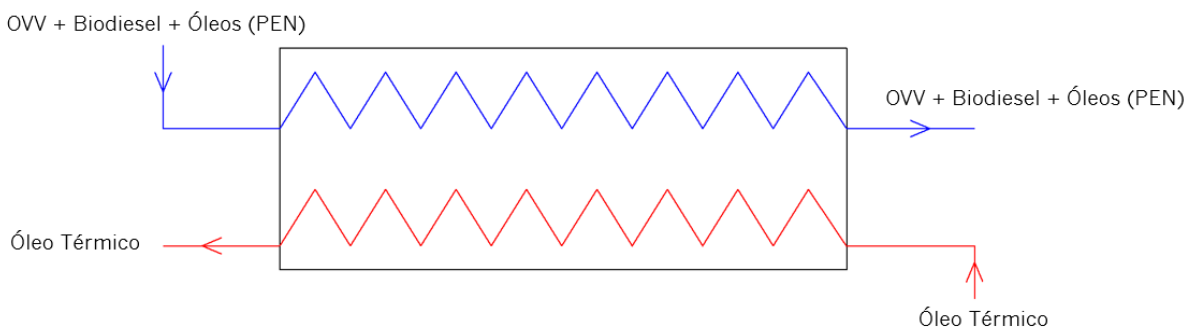


Figura 36 - Representação do permutador HE-32

Os dados recolhidos estão apresentados na tabela 16.

Tabela 16 - Caudais mássicos e temperaturas médias dos fluidos no PC HE-32

Dia	\dot{m}_c (kg/s)	T_{ci} (°C)	T_{co} (°C)	T_{hi} (°C)	T_{ho} (°C)
1	1,03	51,8	54,5	194,8	193,0
2	0,97	46,2	69,3	163,2	102,2

Nesta etapa do trabalho surgiu a dificuldade de determinar o calor específico, c_p , da mistura uma vez que esta é composta por três constituintes diferentes, sendo que foi necessário estipular um deles (óleos neutros da PEN) tendo em conta alguns artigos na literatura tendo-se estipulado o valor de 2,47 kJ/kg.K. No que diz respeito aos outros dois constituintes, para o biodiesel utilizou-se o valor 1,9 kJ/kg.K e para os OVV, constituídos na totalidade por óleo de soja, utilizou-se o valor 2,46 kJ/kg.K.

Posto isto, sabendo os caudais de cada constituinte, determinou-se o c_p da mistura inicial através da equação 7.

$$c_{p,mistura} = c_{p,biodiesel} \cdot \frac{\dot{m}_{biodiesel}}{\dot{m}_{mistura}} + c_{p,OVV} \cdot \frac{\dot{m}_{OVV}}{\dot{m}_{OVV}} + c_{p,\text{óleos PEN}} \cdot \frac{\dot{m}_{\text{óleos PEN}}}{\dot{m}_{\text{óleos PEN}}} \quad (7)$$

Substituindo pelos valores correspondentes, o calor específico da mistura é igual 2,40 kJ/kg.K.

O calor recebido pela mistura (fluido frio) pode ser obtido através da equação 8,

$$\dot{Q} = \dot{m}_c c_{p,c} \Delta T_c \quad (8)$$

onde \dot{m}_c é o caudal mássico, $c_{p,c}$ é o calor específico e ΔT_c a diferença de temperaturas.

Na tabela 17 encontra-se apresentado o valor do calor recebido pelo fluido frio que corresponde ao calor trocado entre o óleo térmico e a mistura de óleos para os diferentes dias.

Tabela 17 - Calor recebido pelo fluido frio no PC HE-35

Dia	\dot{Q}_c (kW)
1	6,67
2	53,44

Considerando que não há perdas de calor para o exterior, que não ocorre mudança de fase nos fluidos e que as suas propriedades médias são constantes, o calor trocado é igual ao calor recebido pelo fluido frio \dot{Q}_c e ao cedido pelo fluido quente, \dot{Q}_h que é dado pela equação 9.

$$\dot{Q}_h = \dot{m}_h c_{p,h} \Delta T_h \quad (9)$$

Através da expressão anterior é então possível determinar o caudal de óleo térmico que circula neste permutador, variável desconhecida pela empresa. O fluido térmico utilizado é designado comercialmente por *Eni Alaria 3* [24].

Este cálculo será realizado apenas para o segundo dia de ensaios devido às condições de funcionamento do permutador.

Assim sendo, temos que:

$$\dot{m}_h = \frac{\dot{Q}_h}{c_{p,h} \Delta T_h} = 0,45 \text{ kg/s}$$

Numa recente auditoria energética realizada à empresa verificou-se que a caldeira tinha um rendimento na ordem dos 70% na chama mínima. Posto isto assumiu-se um rendimento de 75% da caldeira para os cálculos que se seguem. É possível determinar o consumo de pellets pelo qual este permutador é responsável, relacionando o calor trocado com o poder calorífico inferior dos pellets (PCI = 18,0 MJ/kg) (equação 10).

$$\dot{m}_p = \frac{\dot{Q}_{trocado}}{PCI\eta_c} \quad (10)$$

Substituindo temos que:

$$\dot{m}_p = 4,11 \times 10^{-3} \text{kg/s} = 14,78 \text{ kg/h}$$

Aplicando o método da eficiência, é possível caracterizar este permutador através da comparação entre o calor efetivamente trocado por este permutador com um outro em contra-corrente que, para as mesmas condições de entrada e para os mesmos caudais, fosse infinitamente longo.

Para um permutador em conta-corrente a eficiência pode ser obtida em função do rácio de taxa de capacidade calorífica, C_R , e do número de unidades de transferência, NTU, através da expressão 11:

$$\varepsilon = \frac{1 - e^{[-(1-C_R)NTU]}}{1 - C_R e^{[-(1-C_R)NTU]}} \quad (11)$$

Onde:

$$C_R = \frac{(\dot{m}c_p)_{min}}{(\dot{m}c_p)_{max}} \quad (12)$$

$$NTU = \frac{UA}{(\dot{m}c_p)_{min}} \quad (13)$$

O produto UA (equação 13) representa a capacidade de troca de calor do permutador por grau de diferença de temperatura o que pode ser adimensionalizado através da capacidade de armazenamento térmico de um dos fluídos. É utilizado, para adimensionalizar o valor de UA, o fluído com menor taxa de capacidade calorífica pois é este que controla o valor máximo do calor trocado.

Assim sendo, começou-se por caracterizar este permutador, que se encontra representado na figura 37. Na tabela 18 estão presentes as características deste permutador.

Tabela 18 - Características do permutador HE-32

Comprimento (mm)	Diâmetro externo (mm)	Diâmetro dos tubos (mm)	Nº de tubos
1480	350	19	85



Figura 37 - Vista interior do PC tubular HE-32

A diferença de temperatura logarítmica entre os dois fluidos para um permutador em contracorrente é um parâmetro que deve ser determinado e é dado pela equação 14.

$$(\Delta T_M)_{CT} = \frac{(T_{ho} - T_{ci}) - (T_{hi} - T_{co})}{\ln \frac{(T_{ho} - T_{ci})}{(T_{hi} - T_{co})}} \quad (14)$$

Substituindo as temperaturas temos que:

$$(\Delta T_M)_{CT} = 73,32 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Sabendo o calor trocado entre os dois fluidos, é possível determinar o coeficiente global de transferência de calor, U , através da equação 15:

$$\dot{Q} = UA\Delta T_M \quad (15)$$

Substituindo, vem que:

$$U = 48,53 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Conhecido o coeficiente global de transferência de calor, determinou-se o número de unidades de transferência, NTU , e a taxa de capacidade calorífica, C_R .

$$NTU = 0,8307$$

$$C_R = 0,3769$$

Por fim, determinou-se então a eficiência deste permutador:

$$\varepsilon = 0,52$$

Como se pode constatar, o calor trocado entre os dois fluídos no primeiro dia é bastante reduzido, o que já era de esperar tendo em conta as temperaturas registadas nesse mesmo dia. Isto deve-se à formação de sujidade, que se vai acumulando, e que impede a troca de calor diminuindo assim a eficiência do permutador. Quanto ao segundo dia, o valor obtido já se encontra dentro do normal uma vez que, o permutador já se encontra dentro do seu normal bom funcionamento.

✓ **HR-01 E HE-33**

Este conjunto de permutadores (situados na primeira etapa de purificação do biodiesel, figura 23) é responsável pela primeira etapa de purificação do biodiesel onde ocorre a evaporação da maior parte de metanol existente no biodiesel.

Numa primeira fase o biodiesel, ainda com grandes quantidades de metanol na sua constituição, é pré-aquecido (recuperador de calor de placas, HR-01 (figura 38)) através da troca de calor com o biodiesel já purificado proveniente do evaporador. De seguida, no permutador tubular HE-33, o biodiesel é aquecido até temperaturas na ordem dos 77°C de forma que no evaporador a maior parte do metanol e outras impurezas sejam retiradas do biodiesel. Na figura 38 está representado um esquema desta primeira fase de purificação do biodiesel.

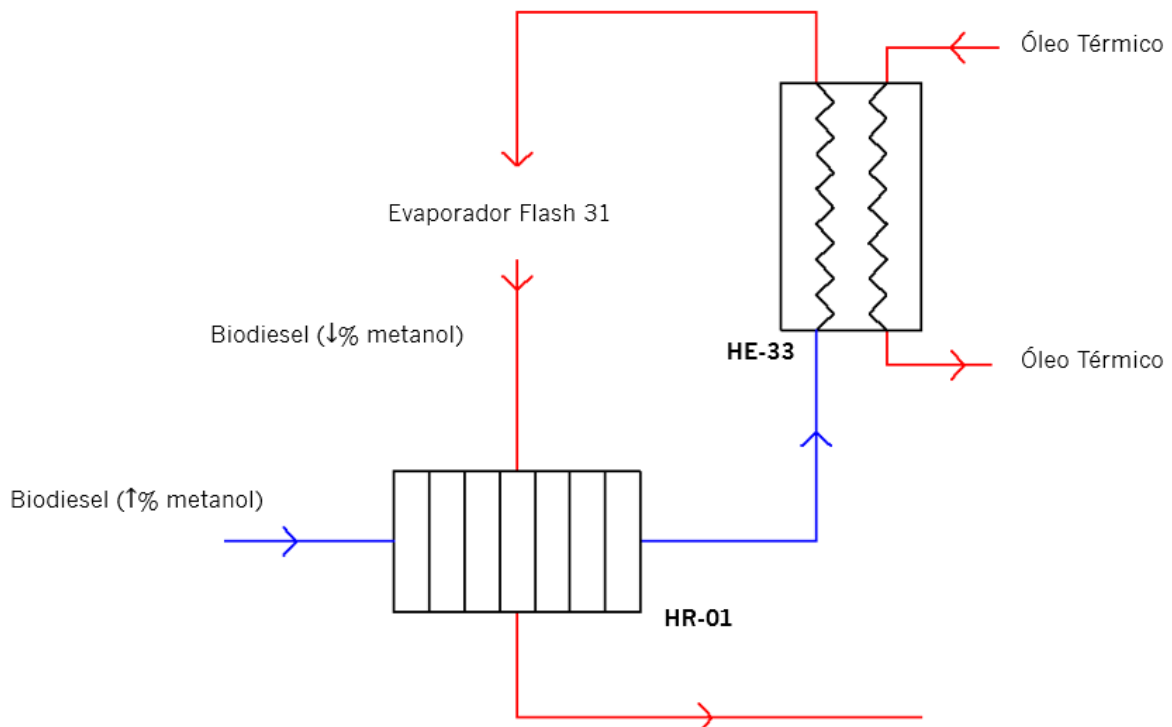


Figura 38 - Diagrama detalhado da primeira fase de purificação do biodiesel

Começando por determinar a quantidade de energia recuperada, é apresentada na tabela 19 os dados obtidos referentes ao recuperador de calor HR-01 com base nos cálculos presentes no anexo D.

Tabela 19 - Caudais mássicos e temperaturas médias dos fluídos no HR-01

Dia	\dot{m}_c (kg/s)	\dot{m}_h (kg/s)	T_{ci} (°C)	T_{co} (°C)	T_{hi} (°C)	T_{ho} (°C)
1	1,11	1,05	46,9	71,7	78,1	49,6
2	1,0	0,95	45,8	77,4	82,7	47,8

Através das equações 8 e 9, é possível determinar o calor recebido pelo fluido frio e o cedido pelo fluido quente. Na tabela 20 é então apresentado os valores obtidos para o calor recebido pelo fluido frio e para o calor cedido pelo fluido quente.

Tabela 20 - Calor trocado no HR-01

Dia	\dot{Q}_c (kW)	\dot{Q}_h (kW)
1	48,17	52,37
2	55,3	58,0

Como podemos reparar, são recuperados valores significativos de energia térmica do biodiesel que sai do evaporador, pré-aquecendo assim a outra mistura de biodiesel diminuindo o consumo de energia no permutador tubular.

Por outro lado, é possível verificar que o calor cedido pelo fluido quente é superior ao calor recebido pelo fluido frio em ambos os dias evidenciando a existência de perdas térmicas por convecção para o ambiente.

Em relação ao permutador tubular, é apresentada na tabela 21 os dados obtidos.

Tabela 21 - Caudais mássicos e temperaturas médias dos fluídos no PC HE-33

Dia	\dot{m}_c (kg/s)	T_{ci} (°C)	T_{co} (°C)	T_{hi} (°C)	T_{ho} (°C)
1	1,11	66,2	72,7	178,7	132,3
2	1,0	68,6	77,6	188,0	152,0

O calor recebido pelo fluido frio (biodiesel 1% metanol) pode ser calculado através da expressão 8 estando os resultados obtidos na tabela 22.

Tabela 22 - Calor recebido pelo fluido frio no PC HE-33

Dia	\dot{Q}_c (kW)
1	12,63
2	15,75

Considerando novamente que não existem perdas térmicas para o exterior, o calor recebido pelo fluido frio é igual ao calor cedido pelo fluido quente. Assim sendo, determinou-se o caudal de óleo térmico no permutador através da equação 9, estando os resultados apresentados na tabela 23.

Tabela 23 - Caudal mássico de óleo térmico no PC HE-33

Dia	\dot{m}_c (kg/s)
1	0,14
2	0,22

Assumindo novamente que a caldeira tem um rendimento de 75%, determinou-se o consumo de pellets pelo qual este permutador é responsável. Para isso utilizou-se novamente a equação 10 e os resultados encontram-se na tabela 24.

Tabela 24 - Consumo de Pellets no PC HE-33

Dia	\dot{m}_p (kg/s)	\dot{m}_p (kg/s)
1	$9,36 \times 10^{-4}$	3,37
2	$1,17 \times 10^{-3}$	4,2

De modo a verificar a eficiência do PC tubular HE-33 aplicaram-se os mesmos métodos anteriormente aplicados no PC HE-32.

Na tabela 25 são apresentadas as características deste permutador.

Tabela 25 - Características do permutador HE-33

Comprimento (mm)	Diâmetro externo (mm)	Diâmetro dos tubos (mm)	Nº de tubos
1300	300	19	72

De forma análoga ao permutador HE-32, começou-se então por determinar a diferença média logarítmica de temperaturas entre os dois fluidos neste permutador em contra-corrente utilizando a equação 14.

$$(\Delta T_M)_{CT} = 96,27 \text{ }^\circ\text{C}$$

Mais uma vez, sendo conhecido o calor trocado entre os dois fluidos, determinou-se o coeficiente global de transferência de calor através da equação 15.

$$U = 14,65 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

O C_r e o NTU tomam os seguintes valores (equação 12 e 13, respetivamente):

$$NTU = 0,3814$$

$$C_R = 0,2258$$

Posto isto, a eficiência deste permutador toma a seguinte dimensão (equação 11):

$$\varepsilon = 0,27$$

✓ **HR-02 E HE-35**

Este grupo de permutadores é responsável pela segunda e última fase de purificação do biodiesel (figura 25). Aqui, o biodiesel é sujeito a condições mais severas de pressão e temperatura de forma que seja removida a maior percentagem possível de impurezas de maneira que o biodiesel final cumpra com os requisitos da norma.

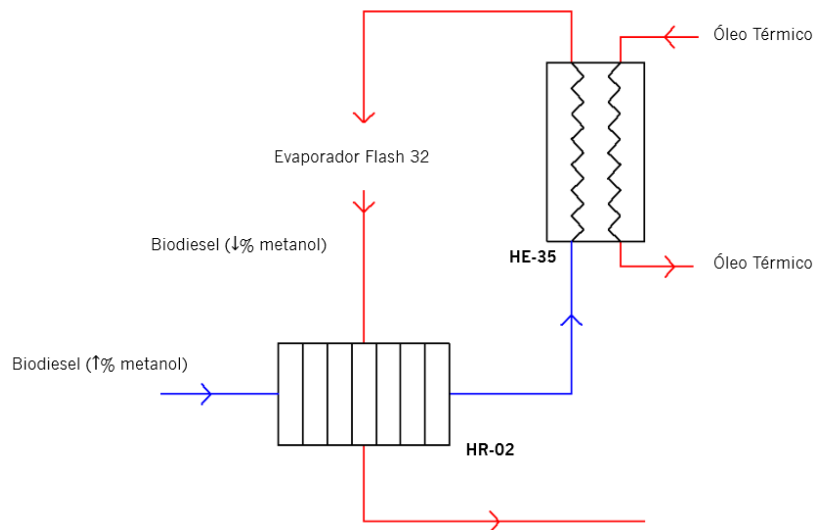


Figura 39 - Diagrama detalhado da segunda fase de purificação do biodiesel

O processo de purificação nesta fase (figura 39) é semelhante ao anterior com a ligeira diferença de que as temperaturas de saída do biodiesel antes do evaporador são mais elevadas resultando num maior consumo energético.

Mais uma vez, começando por analisar o recuperador de calor de forma a determinar a energia recuperada foi construída a tabela 26 onde são apresentados os dados referentes ao mesmo.

Tabela 26 - Caudais mássicos e temperaturas médias dos fluidos no HR-02

Dia	\dot{m}_c (kg/s)	\dot{m}_h (kg/s)	T_{ci} (°C)	T_{co} (°C)	T_{hi} (°C)	T_{ho} (°C)
1	1,05	1,04	43,0	98,0	101,3	49,1
2	0,95	0,95	41,8	91,7	96,5	48,1

Mais uma vez, através das equações 8 e 9, é possível determinar o calor recebido pelo fluido frio e o cedido pelo fluido quente. Na tabela 27 estão resumidos os valores obtidos.

Tabela 27 - Calor trocado no HR-02

Dia	\dot{Q}_c (kW)	\dot{Q}_h (kW)
1	109,73	103,75
2	90,07	87,36

Neste caso a energia recuperada é bem superior, quando comparada com a recuperada na primeira fase, em consequência da maior temperatura do biodiesel quando sai do evaporador. Por outro lado, é possível constatar que o calor cedido pelo fluido quente é inferior ao recebido pelo fluido frio. Isto evidencia possíveis erros na medição ou a má colocação dos termopares.

No que concerne ao permutador tubular HE-35, é apresentado na tabela 28 dados referentes ao mesmo.

Tabela 28 - Caudais mássicos e temperaturas médias dos fluidos no PC HE-35

Dia	\dot{m}_c (kg/s)	T_{ci} (°C)	T_{co} (°C)	T_{hi} (°C)	T_{ho} (°C)
1	1,05	92,0	107,8	178,5	162,9
2	0,95	92,6	113,0	182,6	164,0

Mais uma vez, determinou-se o calor recebido pelo fluido frio (biodiesel 1% metanol) para os dois dias, recorrendo à expressão 8, estando os resultados obtidos apresentados na tabela 29.

Tabela 29 - Calor recebido pelo fluido frio no PC HE-35

Dia	\dot{Q}_c (kW)
1	31,52
2	36,82

Assumindo, de novo, que as perdas térmicas para o exterior são “nulas”, o calor recebido pelo fluido frio é igual ao calor cedido pelo fluido quente. Posto isto, determinou-se o caudal de óleo térmico no permutador através da equação 9, estando os resultados apresentados na tabela 30.

Tabela 30 - Caudal mássico de óleo térmico no PC HE-35

Dia	\dot{m}_c (kg/s)
1	1,04
2	1,01

Assumindo, uma vez mais, que a caldeira tem um rendimento de 75%, determinou-se o consumo de pellets pelo qual este permutador é responsável. Para isso utilizou-se novamente a equação 10 e os resultados encontram-se na tabela 31.

Tabela 31 - Consumo de Pellets no PC HE-35

Dia	\dot{m}_p (kg/s)	\dot{m}_p (kg/h)
1	$2,33 \times 10^{-3}$	8,40
2	$2,73 \times 10^{-3}$	9,82

Por último, o permutador de calor HE-35 apresentado na figura 40, situado na última fase de purificação do biodiesel tem as dimensões apresentadas na tabela 32

Tabela 32 - Características do permutador HE-35

Comprimento (mm)	Diâmetro externo (mm)	Diâmetro dos tubos (mm)	Nº de tubos
2000	455	22	46



Figura 40 - PC tubular HE-35

De forma a determinar a sua eficiência e procedendo de forma similar aos anteriores, determinou-se a diferença média logarítmica de temperaturas entre os fluídos circundantes (equação 14).

$$(\Delta T_M)_{CT} = 70,5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Sabendo que o calor trocado entre os dois fluídos é igual a 36,82 kW, determinou-se o coeficiente global de transferência de calor através da equação 15 e posteriormente o valor de C_R e do NTU.

$$U = 41,07 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

$$NTU = 0,2894$$

$$C_R = 0,9165$$

Por último, a eficiência deste permutador toma o valor de (equação 11):

$$\varepsilon = 0,23$$

Utilizando o consumo de pellets referente ao dia 2 pode-se concluir que a PEBD é responsável por um consumo de 28,89 kg de pellets por hora. Assumindo um funcionamento contínuo de 335 dias ao ano chegou-se à conclusão de que esta unidade é responsável pelo consumo de aproximadamente 231,6 toneladas de pellets.

Tendo em conta as 1651,32 toneladas de pellets consumidas no ano de 2021, pode-se concluir que a PEBD é responsável pelo consumo de cerca de 14% dos mesmos.

4.3.2. CONSUMO DE ENERGIA ELÉTRICA

O consumo de energia elétrica nesta unidade pode ser dividido em 2 consumos distintos: motores elétricos das bombas e *chiller*.

✓ **POTÊNCIA ELÉTRICA ABSORVIDA NOS MOTORES ELÉTRICOS DAS BOMBAS**

A potência elétrica absorvida pelos motores elétricos das bombas foi determinada através da relação entre a intensidade da corrente elétrica e a diferença de potencial que atravessa cada um dos motores. Para isso, foram utilizados os valores médios em relação às 6 medições efetuadas ao longo dos dois dias de ensaios. Os resultados obtidos encontram-se tabelados na tabela 33.

Tabela 33 - Potência elétrica média absorvida pelos motores elétricos das bombas

Bomba	Intensidade (A)	Frequência (Hz)	Tensão (V)	Potência Elétrica Absorvida (kW)
P - 3000	4,79	41,2	380	1,82
P - 30002	1,96	25,47	230	0,45
P - 30001	4,84	37,25	400	1,94
P - 1201	0,64	13,6	380	0,24
P - 1101	5,02	13,17	400	2,01
R - 3001	24,78	36,50	380	9,42
P - 3002	2,21	12,5	400	0,88
P - 3012	4,58	34,84	400	1,83
R - 3002	28,85	36,0	380	10,96
PD - 10	0,29	24,42	230	0,07
P - 3001	6,5	13,51	400	2,6
P - 3005	7,15	35,82	400	2,86
PV - 3001	3,03	x	400	1,21
P - 3009	2,25	10,5	400	0,9
P - 3008	5,68	28,04	400	2,27
P - 3010	4,26	25,35	400	1,70
PV - 3002	3,43	x	400	1,37

Assumindo um funcionamento contínuo durante 335 dias por ano, com a fábrica a fechar no restante período para férias e manutenção obteve-se consumo, referente aos motores elétricos das bombas desta unidade, representado na tabela 34.

Tabela 34 - Consumo elétrico médio dos motores elétricos no ano de 2021

Bomba	Potência Elétrica Absorvida (kW)	Consumo Elétrico (kWh)
P - 3000	1,82	14 632,8
P - 30002	0,45	3 618
P - 30001	1,94	15 597,6
P - 1201	0,24	1 929,6
P - 1101	2,01	16 160,4
R - 3001	9,42	75 736,8
P - 3002	0,88	7 075,2
P - 3012	1,83	14 713,2
R - 3002	10,96	88 118,4
PD - 10	0,07	562,8
P - 3001	2,6	20 904
P - 3005	2,86	22 994,4
PV - 3001	1,21	9 728,4
P - 3009	0,9	7 236
P - 3008	2,27	18 250,8
P - 3010	1,70	13 668
PV - 3002	1,37	11 014,8
Total	42,53	341 941,2

✓ **POTÊNCIA ELÉTRICA ABSORVIDA PELO *CHILLER***

Os chillers são equipamentos projetados para remover calor de algo, ou seja, produzir frio. Estamos, portanto, perante uma máquina frigorífica. Estas máquinas são responsáveis pela produção de água gelada para instalações de ar condicionado e para os circuitos de arrefecimento de instalações industriais.

Neste caso, um chiller de compressão de dois circuitos arrefecido a ar (figura 41) é utilizado única e exclusivamente para produzir água fria utilizada para condensar o metanol evaporado nos processos de purificação do biodiesel. Os dados de desempenho desta máquina frigorífica encontram-se no anexo E.



Figura 41 - Chiller utilizado na Bioport

A montante do chiller existe um reservatório onde é armazenada a água “quente” proveniente dos permutadores, sendo posteriormente distribuída pela bomba de circulação do chiller para os dois evaporadores.

A água refrigerada é armazenada num outro reservatório sendo depois distribuída para os vários permutadores de condensação do metanol na PEBD.

Esta distribuição é feita por 5 eletrobombas da seguinte forma:

- Permutador tubular do flash 1: Eletrobomba Pentax CM40-160 (Eletrobomba 1);
- Permutador de placas do flash 1: 1 Eletrobomba Pentax CM40-160 e 1 CH-160 (Eletrobomba 2 e 3);
- Permutador tubular do flash 2: Eletrobomba Pentax CHT-400 (Eletrobomba 4);
- Permutador de placas do flash 2: Eletrobomba Pentax CH-160 (Eletrobomba 5)

De forma a manter o sistema em equilíbrio, assumiu-se que o caudal de água total nos evaporadores do chiller é igual ao caudal total bombeado pelas 5 eletrobombas. Para determinar o caudal em cada bomba instalou-se um manómetro a jusante da mesma e mediu-se a pressão total (figura 42). Sabendo a pressão, através das curvas de funcionamento de cada uma [25], [26] determinou-se o caudal (anexo F).



Figura 42 - Leitura das pressões

No anexo F estão tabelados os valores registados em 5 dias diferentes de ensaios. Por outro lado, na tabela 35 encontram-se os valores finais do caudal de água que é bombeado para cada permutador (kg/s), sendo o caudal de água no chiller em cada dia dado pela soma dos caudais em cada permutador no mesmo dia.

Tabela 35 - Caudal de água (kg/s) em cada permutador para os diferentes dias de ensaios

Dia	Tubular F1	Placas F1	Tubular F2	Placas F2	Total
1	7,76	17,90	8,08	6,73	40,47
2	7,20	17,62	8,08	6,73	39,63
3	7,20	17,90	8,77	6,38	40,25
4	7,76	17,90	8,08	6,73	40,47
5	7,77	17,00	7,90	6,38	39,05

Para analisar a potência tomada pelo chiller, baseado no ciclo de compressão de vapor, começou-se por estabelecer o circuito frigorífico (figura 43) que servirá de base ao estudo realizado.

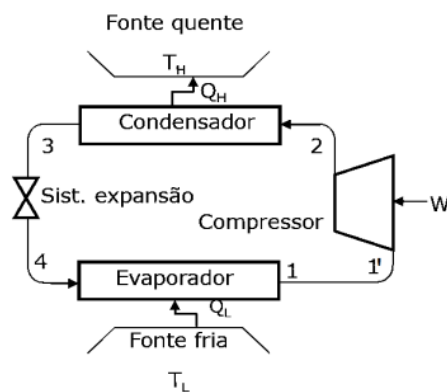


Figura 43 - Circuito frigorífico

Para definir as características dos ciclos de refrigeração, o primeiro passo consistiu em registar as temperaturas envolvidas na permuta de calor, verificada no evaporador e no condensador nos 5 dias de ensaios. Em termos de fluido frigorígeno, o utilizado é o R410a.

Depois do ciclo termodinâmico estar definido e das temperaturas registadas, foi possível definir termodinamicamente todos os pontos do ciclo frigorífico. Com base nas propriedades termodinâmicas do fluido R410a [27], obtiveram-se os resultados apresentados no anexo G.

Admitindo que o sistema de água refrigerada não tem perdas, a potência térmica frigorífica é igual à potência térmica de arrefecimento (equação 16).

$$\dot{Q}_f = \dot{Q}_a \quad (16)$$

Onde:

$$\dot{Q}_a = \dot{m}_{ág} c_{p,ág} \Delta T_{ág} \quad (17)$$

E:

$$\dot{Q}_f = \dot{m}_r (h_1 - h_4) \quad (18)$$

A partir da equação 18 é possível determinar o caudal de refrigerante que circula em cada circuito permitindo, desta forma, ficar a conhecer o trabalho de compressão de cada compressor. Desprezando-se as perdas do compressor e do motor a si acoplado, a potência elétrica absorvida pelo chiller é dada pela equação 19.

$$\dot{W}_e = \dot{W}_m = \dot{W}_{comp,1} + \dot{W}_{comp,2} + \dot{W}_{vent} \quad (19)$$

Estes resultados encontra-se apresentados na tabela 36 tendo em conta os diferentes dias de ensaio. A potência mecânica dos ventiladores é de 29,88 kW (6 ventiladores; potência do motor de cada ventilador é de 4,98 kW).

Tabela 36 - Resultados para os diferentes dias de ensaios

Dia	Circuito	\dot{Q}_a (kW)	\dot{m}_r (kg/s)	\dot{W}_c (kW)	\dot{W}_e (kW)
1	1	135,33	0,77	28,36	85,51
	2	135,33	0,77	27,27	
2	1	132,4	0,78	30,39	95,71
	2	132,4	0,79	35,44	
3	1	134,63	0,81	27,69	91,31
	2	134,63	0,81	33,74	
4	1	118,44	0,68	26,79	83,79
	2	118,44	0,69	27,12	
5	1	106,07	0,61	22,19	75,54
	2	106,07	0,62	23,47	

Em função da capacidade de arrefecimento e da potencia elétrica absorvida, determinou-se o valor médio do EER deste equipamento (tendo em conta os dias de monitorização do funcionamento do chiller) de forma a comparar com o valor referencia do mesmo. Na tabela 37 é então apresentado o valor do EER para os diferentes ensaios efetuados.

Tabela 37 - EER do chiller nos diferentes dias de monitorização

Dia	\dot{Q}_a (kW)	\dot{W}_e (kW)	EER (kW/kW)
1	270,66	85,51	3,16
2	264,80	95,71	2,77
3	269,26	91,31	2,95
4	236,88	83,79	2,83
5	212,14	75,54	2,81

Em termos de valor médio, o EER apresenta um valor de 2,9. Comparando com os dados de desempenho do equipamento, existe um desvio inferior de 15%.

No que diz respeito à potencia elétrica absorvida e utilizando o valor médio como referência ($\dot{W}_e = 86,37$ kW) pode-se afirmar que, nestas condições, este equipamento é responsável pelo consumo de 684 050 kWh ao ano. Se aplicarmos este valor no ano de 2021 pode-se concluir que, em termos de energia elétrica, a PEBD foi responsável pelo consumo de aproximadamente 1 025 991 kWh representando aproximadamente 54% do consumo total de eletricidade.

5. ANÁLISE DO CONSUMO ENERGÉTICO NA BIOPORT

De forma a perceber a viabilidade do processo/empresa na produção do biodiesel foi realizada uma análise comparativa entre a energia consumida por unidade de biodiesel e a energia contida nessa mesma unidade de biodiesel. Para isso, todos os consumos mensais foram convertidos para kWh e construiu-se a tabela 38.

Tabela 38 - Consumo de energia mensal

Mês	Pellets (kWh)	Eletricidade (kWh)	Produção (ton)	Consumo específico (kWh/ton biodiesel)
janeiro	664 776,00	155 882,00	1 252,60	655,16
fevereiro	632 822,0	108 908,00	876,00	846,72
março	780 393,60	183 094,00	1 787,70	538,95
abril	682 617,60	157 979,00	1 491,20	563,70
maio	810 734,40	177 861,00	2 104,40	469,78
junho	670 219,20	168 588,00	1 740,90	481,82
julho	641 088,00	154 309,00	1 572,60	505,78
agosto	508 939,20	134 481,00	1 227,70	524,08
setembro	811 036,80	192 194,00	2 064,70	485,90
outubro	794 203,20	173 891,00	1 706,40	567,33
novembro	791 481,60	174 555,00	1 780,40	542,59
dezembro	534 340,90	127 698,00	899,40	736,10
Total	8 322 652,80	1 909 440,00	18 504,00	552,97

Para melhor se entender a variação do consumo mensal ao longo do ano de 2021 elaborou-se o gráfico presente na figura 44.

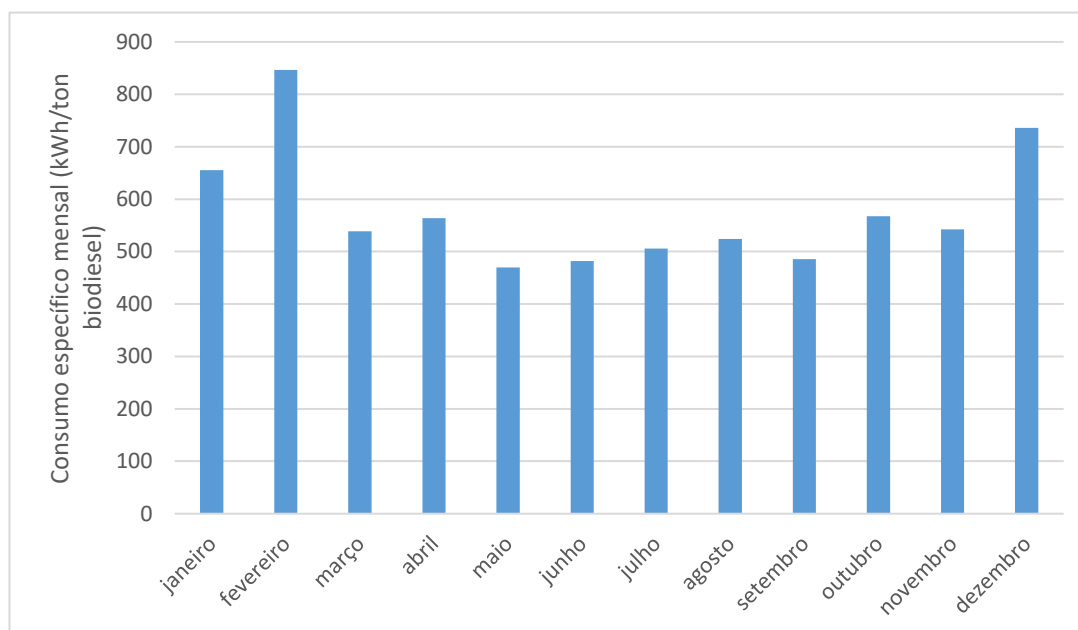


Figura 44 - Variação do consumo específico mensal de energia

Através da análise do gráfico da figura 44 facilmente se percebe que nos meses de janeiro, fevereiro e dezembro (meses em que o caudal de biodiesel produzido foi inferior, 2,7 ton/h nos meses de janeiro e fevereiro e 2,4 ton/h em dezembro) o consumo específico é bem mais elevado.

Por outro lado, o consumo específico nos meses mais frios (outubro a abril) é superior aos restantes meses do ano devido às temperaturas mais baixas dos fluídos requerendo assim maior quantidade de energia térmica.

Tendo em conta o PCI do biodiesel, 27,0 MJ/kg [22], (que equivale a 7560 kWh/ton), a etapa de produção do biodiesel na Bioport representa uma pequena parcela no seu ciclo de vida (552,97 kWh/ton de média anual). Contudo, o processo de produção na Bioport não deixa de ser eficiente. Quando comparado com processo 2 (tabela 5) simulado por *Zhang* (1051,6 kWh/ton tendo em conta a produção de 40 000 toneladas em 8000 horas anuais), o consumo específico por tonelada de biodiesel na Bioport é cerca de metade.

Porém, ao longo de toda a análise efetuada ao consumo energético da PEBD foi possível identificar alguns aspetos que podem ser alvo de melhoria com vista a reduzir o seu consumo de energia.

Comparando os gastos em energia entre a PEBD e o processo de transesterificação alcalina simulado no capítulo 2 (processo 1), que é muito semelhante ao que acontece na PEBD (com a exceção da etapa referente à purificação da glicerina), é possível retirar algumas conclusões.

Enquanto que, na PEBD, existe um consumo total de 118,03 kWh/ton de biodiesel (considerando um funcionamento contínuo durante 335 dias), no processo 1 (retirando o fator referente à purificação da glicerina) existe um consumo 463,42 kWh/ton de biodiesel (8000 horas com produção anual de 40 000 toneladas)

Esta diferença deve-se não só ao facto de a PEBD ser uma unidade já bastante otimizada no que diz respeito ao consumo de utilidades como também à diferença existente nas condições de operação. Comparando as operações Flash1 (PEBD) com T-101 (figura 4) e Flash2 com T-103 (figura 4) elaborou-se a tabela 39.

Tabela 39 - Condições de operação em cada etapa de purificação do biodiesel

Operação	P (mbar)	T (°C)
Flash 1		
- Evaporador	130,0	75,0
- Condensador	130,0	7,5
T-101		
- Evaporador	300,0	142,8
- Condensador	200,0	28,0
Flash 2		
- Evaporador	90,0	110,0
- Condensador	90,0	7,0
T-103		
- Evaporador	200,0	193,0
- Condensador	100,0	15,1

Como se pode ver, na PEBD, as temperaturas de operação no evaporador são bastante mais baixas quando comparadas com o processo simulado em função da utilização de pressões de vácuo mais baixas.

Por outro lado, a utilização de recuperadores de calor no início de cada Flash permite recuperar energia das correntes quentes de biodiesel para pré-aquecer as correntes frias diminuindo assim o consumo de energia do óleo térmico. Tal não acontece no processo alcalino simulado por *Zhang*. A corrente de biodiesel quente (202, figura 4) que sai da coluna T-101 é arrefecida num processo de arrefecimento ao invés de se aproveitar a sua energia. O mesmo acontece à corrente de biodiesel 401 que sai do evaporador da coluna T-103.

No que diz respeito ao consumo de utilidade de “frio” para a recuperação do metanol, a energia gasta na PEBD é bastante inferior (86,37 kW) quando comparada com os 664 kW de energia consumidos no processo alcalino simulado.

Contudo, como referido anteriormente, existem alguns aspetos que podem ser melhorados no setor da PEBD com vista à redução do seu consumo de energia.

5.1. MEDIDAS DE MELHORIA NO CONSUMO DE PELLETS

Como referido anteriormente neste capítulo, a unidade da PEBD encontra-se bastante otimizada a nível de consumo de calor, representando cerca de 14% do consumo total de pellets. Isto deve-se ao facto da utilização de recuperadores de calor no início de cada etapa de purificação do biodiesel, permitindo a recuperação de energia das correntes quentes para pré-aquecer as correntes frias. Por outro lado, a utilização de pressões de vácuo baixas nos evaporadores permite que se opere a temperaturas mais baixas reduzindo assim o consumo desta utilidade. Contudo, e após a análise realizada à unidade da PEBD, foi possível retirar algumas conclusões que podem ser alvo de melhoria no futuro.

No que diz respeito ao permutador tubular HE-33, facilmente se repara que o consumo de pellets é bastante inferior em comparação com o HE-32, por exemplo. Porém, existem algumas características que devem ser mencionadas.

A temperatura de saída do biodiesel “frio” no recuperador HR-01 é praticamente igual à temperatura do mesmo biodiesel na saída do permutador tubular HE-33 (em ambos os dias), fruto das perdas existentes ao longo da linha entre estes dois permutadores de calor bem como da possível baixa eficiência deste permutador.

O ganho térmico ao longo do permutador tubular é equivalente às perdas térmicas existentes na linha. Posto isto, poder-se-ia colocar este permutador em “*by pass*” de forma que, nas primeiras horas de funcionamento da unidade, este permutador garanta o aquecimento necessário do biodiesel e, quando atingido o ponto de equilíbrio, desativar o permutador tubular, ficando o recuperador de calor ligado diretamente ao evaporador resultando numa diminuição, ainda que pouco significativa, do consumo de pellets.

Contudo, seria necessário garantir um isolamento adequado da tubagem entre o recuperador e o evaporador de forma a evitar as perdas térmicas para o exterior ao longo da mesma.

Considerando que há 30 paragens por ano, que em cada arranque o processo demora 2h a entrar em equilíbrio térmico e que o caudal médio de pellets que o permutador HE-33 consome é de 3,73 kg/h,

a poupança anual seria de 29 765,4 kg de pellets correspondendo a cerca de 7 142 € (tendo em conta preços mais antigos deste combustível). Contudo, tem-se verificado, nos últimos tempos, um aumento significativo deste combustível. Se a tendência permanecer, a poupança anual irá ser cada vez maior.

5.2. MEDIDAS DE MELHORIA NO CONSUMO ELÉTRICO

De acordo com o estudo apresentado anteriormente, uma possível melhoria a ser implementada a nível de consumo elétrico reside sobre o chiller. Tipicamente, e de acordo com os dados de desempenho desta máquina frigorífica, os chiller estão programados para ter melhor eficiência quando a diferença de temperatura da água entre a entrada e saída do evaporador é igual ou superior a 5°C. Porém, isto não está a acontecer neste equipamento. O ΔT máximo verificado durante a monitorização do chiller foi de 1,6 °C.

Uma das principais causas deste ΔT baixo é o elevado caudal de água nos permutadores de condensação do metanol e, em consequência, nos evaporadores do chiller. Embora se verifique a condensação total do metanol, o potencial térmico da água refrigerada não é de todo aproveitado.

5.2.1. DIMENSIONAMENTO DO CAUDAL DE ÁGUA NOS EVAPORADORES FLASH

Sabendo a carga térmica necessária para condensar o metanol, é possível dimensionar o caudal de água mínimo nos permutadores e assim melhorar o consumo associado à recuperação do metanol do biodiesel.

Assim sendo, a carga térmica necessária para condensar o metanol em cada flash pode ser determinada através da equação 20.

$$\dot{Q}_{cond} = \dot{m}_{met} \cdot \Delta h \quad (20)$$

Para determinar o Δh total do metanol é necessário ter em conta as temperaturas inicial e final, o calor específico de vapor e de líquido e o calor latente de vaporização. As propriedades do metanol foram determinadas tendo em conta a pressão de vácuo na linha [28]. Sendo assim, o valor do Δh pode ser determinado, em função desses parâmetros, através da equação 21.

$$\Delta h = c_{p,v} \Delta T_v + h_{LV} + c_{p,L} \Delta T_L \quad (21)$$

Na tabela 40 são então apresentadas as propriedades do metanol nas duas diferentes etapas da sua recuperação. Por um lado, considerou-se que a temperatura de vapor do metanol é igual à temperatura da mistura biodiesel + metanol em cada flash. Por outro lado, para o valor da temperatura do metanol líquido, consideraram-se valores um pouco mais elevados em relação aos valores reais da

empresa (na mesma abaixo da temperatura de saturação) economizando assim alguma energia, uma vez que o metanol vai voltar a ser aquecido no processo de retificação.

Tabela 40 - Propriedades do metanol

Flash	P (mbar)	T _v (°C)	T _{SAT} (°C)	T _L (°C)	c _{p,v} (kJ/kg.K)	c _{p,L} (kJ/kg.K)	h _{LV} (kJ/kg)
1	130	75	20,0	15	1,504	2,505	1173,17
2	90	110	13,2	10	1,577	2,477	1181,97

Substituindo todas as variáveis na equação 21 pelos seus respectivos valores obtém-se os seguintes resultados:

$$\Delta h_1 = 1268,42 \text{ kJ/kg}$$

$$\Delta h_2 = 1342,55 \text{ kJ/kg}$$

Sabendo que o caudal médio de metanol evaporado no mês de outubro em cada flash é de $\dot{m}_{met,1} = 0,0565 \text{ kg/s}$ e $\dot{m}_{met,2} = 0,0053 \text{ kg/s}$ determinou-se a carga térmica necessária para a sua condensação completa.

$$\dot{Q}_{cond,1} = 71,66 \text{ kW}$$

$$\dot{Q}_{cond,2} = 7,12 \text{ kW}$$

Conhecendo a carga térmica necessária para condensar o metanol e admitindo um ΔT mínimo de 5 °C da água no evaporador do chiller é possível determinar o caudal total de água necessário através da equação 20.

$$\dot{Q}_{cond,T} = \dot{m}_{ag} c_{p,ag} \Delta T_{ag} \quad (22)$$

Substituindo pelos valores correspondentes, o caudal de água total é de:

$$\dot{m}_{ag} = 3,78 \text{ kg/s}$$

Uma vez que o caudal de metanol evaporado no flash 1 é cerca de 10,7 vezes superior ao evaporado no flash 2, estipulou-se então que o caudal de água que circula no flash 1 será 10,7 maior do que o caudal de água no flash 2. Assim sendo, não só é possível determinar o caudal de água em cada flash como também é possível determinar a temperatura final da água “quente”. Para isso, utilizaram-se as equações 23 a 26.

$$\dot{m}_{ag,1} + \dot{m}_{ag,2} = 3,78 \text{ kg/s} \quad (23)$$

$$\dot{m}_{ag,1} = 10,7 \cdot \dot{m}_{ag,2} \quad (24)$$

$$\dot{m}_{ag,1} \cdot c_{p,ag} \cdot (T_{out,1} - T_{in}) = 71,66 \text{ kW} \quad (25)$$

$$\dot{m}_{ag,2} \cdot c_{p,ag} \cdot (T_{out,2} - T_{in}) = 7,12 \text{ kW} \quad (26)$$

Desta forma, quando a temperatura de produção de água fria é de 6 °C ($T_{in} = 6 \text{ °C}$) e resolvendo o sistema de equações o caudal de água em cada flash bem como a temperatura de saída da água “quente” assumem os seguintes valores.

$$\dot{m}_{ag,1} = 3,457 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{ag,2} = 0,323 \text{ kg/s}$$

$$T_{out,1} = 10,96 \text{ °C}$$

$$T_{out,2} = 11,27 \text{ °C}$$

Partindo do pressuposto de que a temperatura da água na entrada do chiller corresponde à temperatura média entre as temperaturas da água na saída dos flash e com base no caudal total de água determinou-se, através da equação 27, a potência térmica mínima de arrefecimento que deve ser assegurada pelo chiller.

$$\dot{Q}_a = \dot{m}_{\acute{a}g} \cdot c_p \cdot \Delta T_{\acute{a}g} \quad (27)$$

$$\dot{Q}_a = 80,90 \text{ kW}$$

Uma vez que o chiller utilizado na Bioport, alugado pela *Trane*, tem uma capacidade de arrefecimento de 295 kW, sugere-se a sua substituição por um mais económico. O chiller da *TRANE CXAX 039 HE-SN* [29] é uma das principais sugestões e possui os dados de desempenho da *Eurovent* apresentados na tabela 41.

Tabela 41 - Principais dados de desempenho do novo chiller

CXAX 046 HE SN	
Capacidade de arrefecimento (kW)	114
EER	3,06
ESEER	4,10
Classe de eficiência de refrigeração <i>Eurovent</i>	B

5.2.2. CONSUMO ENERGÉTICO DO NOVO CHILLER

Para determinar o consumo energético do novo equipamento e verificar a poupança energética, o primeiro passo consistiu em definir as características do ciclo de refrigeração, ou seja, definir as temperaturas envolvidas na permuta de calor no evaporador e no condensador.

Para garantir que à entrada do compressor, todo o fluido refrigerante se encontra no estado de vapor é necessário garantir um sobreaquecimento. Contudo, considerou-se um sobreaquecimento pouco relevante (1°C). Em termos de fluido refrigerante, o escolhido foi o mesmo, ou seja, o R410a.

Por fim, para obter as propriedades térmicas, utilizou-se um *software* com a designação comercial de *SOLKANE* (figura 45) e que é disponibilizado pelo fabricante de fluidos refrigerantes Solvay.

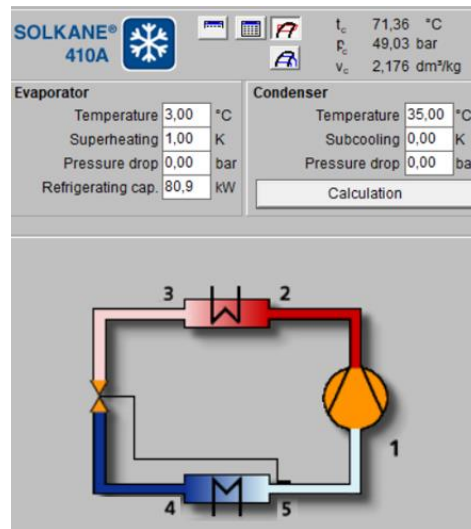


Figura 45 - Definição do ciclo frigorífico

Depois de definido e calculado o ciclo termodinâmico, foi possível definir termodinamicamente todos os pontos. Com base nas propriedades termodinâmicas do fluido R410a, obtêm-se os resultados apresentados na tabela 42.

Tabela 42 - Caracterização termodinâmica dos pontos do ciclo frigorífico

Ponto	P (bar)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1	8,77	4,00	423,15	1,8080
2	21,38	57,17	456,21	1,8349
3	21,38	34,88	256,89	1,1917
4	8,77	3,00	256,89	1,2056
5	8,77	3,00	422,06	1,8041

Admitindo, mais uma vez, que o sistema de distribuição de água refrigerada não tem perdas, na situação de projeto a potência térmica frigorífica é igual à potência térmica de arrefecimento. Assim sendo, temos que:

$$\dot{Q}_f = \dot{Q}_a = 80,90 \text{ kW}$$

Sendo:

$$\dot{Q}_f = \dot{m}_r \cdot (h_5 - h_4) \quad (28)$$

o caudal mássico do fluido frigorigéneo é igual a:

$$\dot{m}_r = \frac{\dot{Q}_f}{(h_5 - h_4)} = 0,490 \text{ kg/s}$$

Desta forma, o trabalho de compressão é igual a:

$$\dot{W}_{comp} = \dot{m}_r \cdot (h_2 - h_1) = 16,20 \text{ kW}$$

Sabendo que este modelo tem 4 ventiladores com 1,95 kW de potência cada e desprezando-se as perdas do compressor e dos ventiladores, bem como dos motores a si acoplados, a potência elétrica absorvida pelo chiller é igual a:

$$\dot{W}_e = \dot{W}_m = \dot{W}_{comp} + \dot{W}_{vent} = 16,20 + 4 \times 1,95 = 24,00 \text{ kW}$$

Por fim, comparando com a potência elétrica absorvida pelo chiller existente na Bioport, pode-se facilmente concluir que existe uma redução do consumo superior a 70%.

Uma vez dimensionado o novo equipamento sugere-se, como perspetiva futura o estudo e dimensionamento de um novo grupo de eletrobombas para distribuir a água refrigerada pelos flash`s uma vez que o caudal de água dimensionado é bastante inferior ao caudal a que se opera.

6. CONSIDERAÇÕES FINAIS

6.1. CONCLUSÕES

Após a realização deste trabalho, os objetivos iniciais propostos foram cumpridos, sendo possível retirar algumas conclusões.

Depois de se ter efetuado uma análise exaustiva ao consumo energético da empresa, com base nos dados referentes ao ano de 2021, foi possível concluir que se estava perante uma empresa abrangida pelo SGCIE, ou seja, uma empresa consumidora intensiva de energia. Portanto, qualquer medida de melhoria que se identificada seria uma mais-valia para a empresa.

Logo após o levantamento de todas as condições de operação da PEBD foi possível identificar de imediato alguns aspetos relevantes que podiam ser alvo de aperfeiçoamento.

Com todas as temperaturas envolvidas nas trocas de calor entre os diversos fluidos registadas foi possível retirar algumas conclusões. A sujidade/camada de gordura que se vai acumulando nas paredes dos tubos dos permutadores impede a troca de calor, como se verificou no primeiro dia de ensaios para o permutador HE-32.

Por outro lado, o funcionamento contínuo do permutador HE-33 é redundante e desnecessário, caso o objetivo futuro seja manter a temperatura de operação do flash 1 na ordem dos 77 °C. Com um bom e adequado isolamento, poder-se-ia ligar diretamente o recuperador de calor HR-01 ao evaporador FE-31, uma vez que o calor que o biodiesel perde para o exterior na tubagem entre o recuperador HR-01 e o HE-33 é da mesma ordem de grandeza do que aquele que recebe no HE-33, ficando este último a funcionar em *bypass* durante as primeiras horas de arranque da unidade. Com o equilíbrio térmico atingido, verificou-se que ao desativar o permutador HE-33 resultaria numa poupança anual de pellets superior a 29,5 toneladas equivalente a uma poupança superior a 7 000 € tendo em conta o aumento do preço que se tem verificado deste combustível.

Contudo, o consumo de energia sob forma térmica desta unidade é reduzido, representando apenas 14% do consumo total de energia térmica da empresa, muito devido ao facto de se aproveitar o calor residual das correntes de biodiesel que saem dos evaporadores para pré-aquecer as correntes frias.

No que diz respeito ao consumo de energia elétrica, identificou-se uma oportunidade de melhoria no processo de recuperação/condensação do metanol, mais concretamente no uso do chiller existente. Devido ao elevado caudal de água, em comparação com o baixo caudal de metanol evaporado, o potencial térmico da água refrigerada não era de todo aproveitado tendo-se verificado um ΔT da água

entre a entrada e saída do chiller máximo de 1,6 °C. Ou seja, o caudal de água encontra-se sobredimensionado para este processo.

O dimensionamento do novo caudal de água para um ΔT mínimo de 5 °C no evaporador, bem como o incremento de 1°C na saída da água refrigerada permite não só, a utilização de menor caudal de fluido frigorigéneo, como também o aumento da sua temperatura no evaporador e, em consequência, um aumento da sua pressão reduzindo assim o trabalho de compressão.

Por outro lado, o dimensionamento do novo caudal de água permitiu identificar a potência mínima necessária de arrefecimento e assim seleccionar um novo equipamento. Com a seleção do novo equipamento verificou-se uma redução superior a 70% da potência elétrica absorvida para exercer esta função.

O trabalho de campo executado na Bioport permitiu um contacto mais próximo com a realidade industrial, focando neste caso específico no processo de produção de biodiesel, realçando a importância dos consumos energéticos e o impacto dos mesmos nos custos da produção de Biodiesel. Através das propostas de melhoria apresentadas neste trabalho, espera-se uma redução dos custos energéticos da empresa, e consequentemente a uma redução do impacto ambiental desta indústria.

6.2. PERSPETIVAS E TRABALHOS FUTUROS

Como perspetivas e trabalhos futuros sugere-se uma avaliação mais exaustiva ao desempenho dos permutadores tubulares existentes nas duas etapas de purificação do biodiesel, uma vez que se verificou que estes tinham uma baixa eficiência.

Uma vez que a PEBD é responsável por uma pequena parte do consumo de pellets, seria interessante analisar o desempenho térmico das outras unidades presentes na fábrica no que diz respeito ao consumo deste combustível.

Sob outro ponto de vista, e já que o consumo de energia elétrica na unidade fabril também é de ter em conta, seria interessante estudar a viabilidade da instalação de uma pequena central fotovoltaica para autoconsumo.

BIBLIOGRAFIA

- [1] Observatório de energia, DGEG, ADENE, "*Energia em números*". Lisboa: ADENE, 2022
- [2] S. Glišić, I. Lukic, and D. Skala, "Biodiesel synthesis at high pressure and temperature: Analysis of energy consumption on industrial scale," *Bioresour. Technol.*, vol. 100, no. 24, pp. 6347–6354, 2009, doi: 10.1016/j.biortech.2009.07.024.
- [3] Our World in data. (2022). *Biofuel Production* [Online]. Disponível: <https://ourworldindata.org/grapher/biofuel-production> (22-10-2022)
- [4] IEA. (2022). *Global biofuel production in 2019 and forecast to 2025* [Online]. Disponível: <https://www.iea.org/data-and-statistics/charts/global-biofuel-production-in-2019-and-forecast-to-2025> (22-10-2022)
- [5] A. H. West, D. Posarac, and N. Ellis, "Assessment of four biodiesel production processes using HYSYS.Plant," *Bioresour. Technol.*, vol. 99, no. 14, pp. 6587–6601, 2008, doi: 10.1016/j.biortech.2007.11.046.
- [6] V. K. Mishra and R. Goswami, "A review of production, properties and advantages of biodiesel," *Biofuels*, vol. 9, no. 2, pp. 273–289, 2018, doi: 10.1080/17597269.2017.1336350.
- [7] F. Ma and M. A. Hanna, "Biodiesel production: a review1Journal Series #12109, Agricultural Research Division, Institute of Agriculture and Natural Resources, University of Nebraska–Lincoln.1," *Bioresour. Technol.*, vol. 70, no. 1, pp. 1–15, 1999, doi: 10.1016/s0960-8524(99)00025-5.
- [8] J. D. Sheehan, T. Dunahay, J. R. Benemann, and P. Roessler, "A Look Back at the U.S. Department of Energy's Aquatic Species," *Eur. Phys. J. C*, vol. 72, no. 6, p. 14, 2012, [Online]. Available: <http://www.springerlink.com/index/10.1140/epjc/s10052-012-2043-9%5Cnhttp://arxiv.org/abs/1203.5015>.
- [9] P. A. Z. Suarez and S. M. Plentz Meneghetti, "70o aniversário do biodiesel em 2007: Evolução histórica e situação atual no Brasil," *Quim. Nova*, vol. 30, no. 8, pp. 2068–2071, 2007, doi: 10.1590/S0100-40422007000800046.
- [10] P. A. Z. Suarez, S. M. Plentz Meneghetti, M. R. Meneghetti, and C. R. Wolf, "Transformation of triglycerides into fuels, polymers and chemicals: Some applications of catalysis in oleochemistry," *Quim. Nova*, vol. 30, no. 3, pp. 667–676, 2007, doi: 10.1590/s0100-40422007000300028.
- [11] B. H. Diya'Uddeen, A. R. Abdul Aziz, W. M. A. W. Daud, and M. H. Chakrabarti, "Performance evaluation of biodiesel from used domestic waste oils: A review," *Process Saf. Environ. Prot.*, vol.

- 90, no. 3, pp. 164–179, 2012, doi: 10.1016/j.psep.2012.02.005.
- [12] Y. Zhang, M. A. Dubé, D. D. McLean, and M. Kates, “Biodiesel production from waste cooking oil: 1. Process design and technological assessment,” *Bioresour. Technol.*, vol. 89, no. 1, pp. 1–16, 2003, doi: 10.1016/S0960-8524(03)00040-3.
- [13] A. Demirbas, “Importance of biodiesel as transportation fuel,” *Energy Policy*, vol. 35, no. 9, pp. 4661–4670, 2007, doi: 10.1016/j.enpol.2007.04.003.
- [14] R. S. R. M. Hafriz, A. Salmiaton, R. Yunus, and Y. H. Taufiq-Yap, “Green Biofuel Production via Catalytic Pyrolysis of Waste Cooking Oil using Malaysian Dolomite Catalyst,” *Bull. Chem. React. Eng. & Catal.*, vol. 13, no. 3, pp. 489–501, Dec. 2018, doi: 10.9767/BCREC.13.3.1956.489-501.
- [15] C. Carraretto, A. Macor, A. Mirandola, A. Stoppato, and S. Tonon, “Biodiesel as alternative fuel: Experimental analysis and energetic evaluations,” *Energy*, vol. 29, no. 12-15 SPEC. ISS., pp. 2195–2211, 2004, doi: 10.1016/j.energy.2004.03.042.
- [16] M. E. Borges and L. Díaz, “Recent developments on heterogeneous catalysts for biodiesel production by oil esterification and transesterification reactions: A review,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 16, no. 5, pp. 2839–2849, 2012, doi: 10.1016/j.rser.2012.01.071.
- [17] A. F. X. G. Santos, “Catalisadores Heterogêneos para a Produção de Biodiesel,” p. 75, 2007.
- [18] M. Y. Koh and T. I. Tinia, “A review of biodiesel production from *Jatropha curcas* L. oil,” *Renew. Sustain. Energy Rev.*, vol. 15, no. 5, pp. 2240–2251, 2011, doi: 10.1016/j.rser.2011.02.013.
- [19] British Standard Institution, “Automotive fuels – Fatty acid methyl esters (FAME) for diesel engines – Requirements and test methods,” *Br. Stand. Inst.*, p. 22, 2010, [Online]. Available: <http://agrifuelsqcs-i.com/attachments/1598/en14214.pdf>.
- [20] Z. Wen, R. Grisso, J. Arogo, and D. Vaughan, “*Biodiesel Fuel*”. Virginia: Virginia Cooperative Extension, 2013
- [21] S. J. Lee, “Process simulation , economic analysis and synthesis of biodiesel from waste vegetable oil using supercritical methanol,” no. August, p. 131, 2010.
- [22] Direção-Geral de Energia e Geologia, “Despacho n.º 17313/2008 de 26 de junho,” *Diário da República*, pp. 27912–27913, 2008.
- [23] ENSE, “*Preço dos Biocombustíveis praticado em Portugal Continental – 2021*”. Lisboa: ENSE, 2021
- [24] ENI, “Eni Alaria 3”.Ovar: Sintética, LDA,2022.
- [25] Pentax Industries Spa, “*Características construtivas CH-60 Hz*”. 2022

- [26] Pentax Industries Spa, "*Características construtivas CM 50-160 A-B*". 2022
- [27] Chemours Company, "*Refrigerant Freon R410A: Thermodynamic Properties*".2019.
- [28] R. D. Goodwin, "*Methanol Thermodynamic Properties From 176 to 673 K at Pressures to 700 Bar*," J. Phys. Chem. Ref. Data, vol. 16, no. 4, pp. 799–892, 1987, doi: 10.1063/1.555786.
- [29] Trane, "*Conquest air-cooled chillers and heat pumps*".Portugal 2016

ANEXOS

ANEXO A: HISTÓRICO DO CONSUMO ENERGÉTICO DA EMPRESA

✓ PELLETS

Data Registo	Tipo Mov.	Tipo Documento	Descrição	Quantidade	Valor Custo (Atual)
03/01/2022	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,86	3 262,88
20/12/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,82	3 208,63
16/12/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,9	3 258,52
10/12/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	15,54	2 318,90
07/12/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,7	3 518,48
03/12/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,06	3 253,90
26/11/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23	3 441,88
12/11/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,36	3 055,09
23/11/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	24,6	3 651,21
19/11/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22	3 201,68
16/11/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,7	3 286,78
08/11/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,22	3 160,35
02/11/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,16	3 424,17
29/10/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,22	3 106,50
27/10/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,16	3 221,00
22/10/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,26	2 990,24
15/10/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,16	3 099,88
11/10/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23	3 135,34
07/10/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,92	3 089,94
04/10/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,86	3 200,60
29/09/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,92	3 274,59
24/09/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,54	3 226,94
17/09/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,02	3 091,23
17/09/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,92	3 079,54
13/09/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,32	3 303,10
08/09/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,98	3 119,96
03/09/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,22	3 197,67
31/08/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,16	3 190,45
26/08/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,16	3 332,36
23/08/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	24,06	3 247,27
19/08/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,26	3 034,26
13/08/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,32	3 308,65
09/08/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,44	3 195,73
19/07/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,9	3 163,59
14/07/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,48	2 992,22
09/07/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,64	3 065,06
02/07/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,76	3 110,82
30/06/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,5	2 951,44
25/06/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,52	3 096,51
18/06/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,74	3 257,15
14/06/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,78	3 136,53

08/06/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,34	3 050,15
02/06/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,1	3 021,67
28/05/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,86	3 261,12
26/05/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,2	3 062,05
21/05/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,78	3 240,26
18/05/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,4	3 075,44
14/05/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,1	3 299,29
07/05/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23,18	3 173,78
04/05/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,34	3 144,95
30/04/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,98	3 223,60
26/04/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	23	3 070,68
21/04/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,4	3 128,29
16/04/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,7	3 164,82
06/04/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,8	2 892,99
05/04/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,56	3 080,21
29/03/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,24	3 193,85
25/03/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,16	3 183,81
19/03/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,72	2 915,02
15/03/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,64	3 065,39
11/03/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,76	3 028,97
05/03/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,22	3 185,05
01/03/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,1	3 081,27
26/02/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,36	2 873,35
23/02/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,92	3 106,13
18/02/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,36	2 991,20
10/02/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	19,64	2 720,87
05/02/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	20,72	2 869,27
02/02/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	20,56	2 842,98
28/01/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,28	2 835,02
22/01/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,6	3 229,52
19/01/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	21,5	2 976,84
13/01/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,32	3 161,36
08/01/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,12	2 947,68
05/01/2021	Compra	Receção Compra	Pellets - 6mm	22,08	3 148,06

✓ **ELETRICIDADE**

Mês	PC (kVA)	kWh	Vazio (kWh)	Cheia (kWh)	Ponta (kWh)
Janeiro	291,68	155 882	70 809	61 989	23 084
Fevereiro	292,69	108 908	46 241	45 716	16 951
Março	293,71	183 094	80 780	75 925	26 389
Abril	303,85	157 979	74 531	70 017	13 431
Maio	303,85	177 861	87 935	75 717	14 209
Junho	504,62	168 588	82 342	72 147	14 099
Julho	504,62	154 309	70 036	70 400	13 873
Agosto	504,62	134 481	60 209	62 214	12 058
Setembro	504,62	192 194	85 631	89 243	17 320
Outubro	504,62	173 891	85 695	74 557	13 639
Novembro	504,62	174 555	79 896	68 541	26 118
Dezembro	504,62	127 698	63 693	46 449	17 556
Total		1 909 440	887 798	812 915	208 727

ANEXO B: REGISTO DAS TEMPERATURAS

Dia 1

✓ **HE-32**

t(s)	Tci (°C)	Tco (°C)	Thi (°C)	Tho (°C)
0	51,9	55,6	197,0	194,9
120	52,1	54,9	197,7	195,4
240	51,7	52,7	199,5	197,8
360	51,4	54,8	195,0	193,7
480	51,6	54,6	190,8	189,1
600	51,8	54,4	188,6	187,0

✓ **HR-01**

t(s)	Tci (°C)	Tco (°C)	Thi (°C)	Tho (°C)
0	46,7	72,1	77,0	50,0
120	47,8	71,8	77,3	49,7
240	47,5	71,9	78,5	49,4
360	46,2	71,2	78,0	49,8
480	46,5	72,0	79,1	49,4
600	46,8	71,2	78,7	49,0

✓ **HE-33**

t(s)	Tci (°C)	Tco (°C)	Thi (°C)	Tho (°C)
0	65,6	74,7	184,3	136,7
120	65,9	73,0	181,6	133,2
240	66,9	71,8	177,3	131,7
360	66,6	71,4	174,8	131,5
480	66,3	71,3	176,9	130,0
600	65,9	74,1	177,1	130,5

✓ **HR-02**

t(s)	Tci (°C)	Tco (°C)	Thi (°C)	Tho (°C)
0	42,9	97,8	100,7	49,5
120	43,0	97,5	100,3	48,7
240	43,0	99,5	101,3	49,1
360	43,0	98,1	101,7	49,4
480	43,1	98,2	102,2	48,5
600	42,9	97,4	101,9	49,6

✓ **HE-35**

t(s)	Tci (°C)	Tco (°C)	Thi (°C)	Tho (°C)
0	97,0	111,6	180,2	163,5
120	86,7	101,1	177,6	162,8
240	94,9	114,0	178,1	162,3
360	88,2	104,7	180,1	162,9
480	91,6	111,3	177,0	163,1
600	93,8	103,9	178,0	162,8

Dia 2

✓ **HE-32**

t(s)	Tci (°C)	Tco (°C)	Thi (°C)	Tho (°C)
0	45,7	68,8	162,8	103,4
120	46,1	68,9	165,0	102,4
240	46,3	69,1	163,9	102,8
360	46,6	69,5	162,9	102,0
480	46,3	69,5	160,7	102,1
600	46,2	69,7	163,7	100,6

✓ **HR-01**

t(s)	Tci (°C)	Tco (°C)	Thi (°C)	Tho (°C)
0	45,8	74,8	76,6	47,8
120	45,9	75,1	80,7	47,8
240	45,5	75,9	80,8	47,7
360	45,9	78,5	84,9	47,9
480	45,8	79,5	85,7	47,8
600	45,7	80,6	87,2	47,9

✓ **HE-33**

t(s)	Tci (°C)	Tco (°C)	Thi (°C)	Tho (°C)
0	68,4	79,2	178,3	155,5
120	68,8	75,5	186,5	154,9
240	68,3	77,7	187,9	152,8
360	68,0	79,7	189,6	149,3
480	69,4	75,7	192,7	149,7
600	68,7	77,7	193,2	149,9

✓ **HR-02**

t(s)	Tci (°C)	Tco (°C)	Thi (°C)	Tho (°C)
0	42,6	91,7	96,9	48,6
120	41,6	90,2	92,7	48,4
240	41,4	92,1	96,5	47,5
360	41,7	92,5	97,6	49,6
480	41,7	91,9	96,9	47,5
600	41,8	91,8	98,2	47,0

✓ HE-35

t(s)	Tci (°C)	Tco (°C)	Thi (°C)	Tho (°C)
0	90,9	104,0	182,6	163,6
120	94,4	123,3	183,3	165,0
240	88,6	100,4	188,4	168,5
360	97,1	120,1	182,1	164,5
480	91,1	102,7	183,8	163,5
600	94,0	127,4	175,5	159,0

ANEXO C: REGISTO DAS CARACTERÍSTICAS DAS BOMBAS

Dia 1

Bomba	Intensidade (A)			Frequência (Hz)			Tensão (V)		
	10:00	11:00	12:00	10:00	11:00	12:00	10:00	11:00	12:00
P - 3000	4,74	4,78	4,73	35,1	37,3	40,1	380	380	380
P - 30002	1,96	1,96	1,92	23,8	23,8	23,9	230	230	230
P - 30001	4,87	4,87	4,87	34,12	34,2	34,19	400	400	400
P - 1201	0,64	0,63	0,63	13,5	13,5	13,5	380	380	380
P - 1101	5,02	5,03	5,03	12,6	12,7	12,6	400	400	400
R - 3001	27,6	27,4	27,5	37	37	37	380	380	380
P - 3002	2,17	2,18	2,18	12,5	12,5	12,5	400	400	400
P - 3012	4,56	4,56	4,55	32,5	33,5	33,5	400	400	400
R - 3002	28,2	28,39	28,04	36	36	36	380	380	380
PD - 10	0,29	0,29	0,29	26,71	26,7	26,7	230	230	230
P - 3001	6,04	6,06	6,01	12,85	12,85	12,85	400	400	400
P - 3005	7,2	7,28	7,22	35,9	35,9	35,9	400	400	400
PV - 3001	3,05	3,01	3,03	x	x	x	400	400	400
P - 3009	3,65	3,67	3,53	11	11	11	400	400	400
P - 3008	5,4	5,52	5,63	22,02	20,16	28,55	400	400	400
P - 3010	4,18	4,7	4,59	23,37	25,26	26,61	400	400	400
PV - 3002	3,5	3,35	3,47	x	x	x	400	400	400

Dia 2

Bomba	Intensidade (A)			Frequência (Hz)			Tensão (V)		
	10:00	11:00	12:00	10:00	11:00	12:00	10:00	11:00	12:00
P - 3000	4,83	4,82	4,81	44,5	45,1	45,1	380	380	380
P - 30002	1,96	1,96	1,96	22,4	22,8	22,9	230	230	230
P - 30001	4,8	4,83	4,8	40,31	40,35	40,33	400	400	400
P - 1201	0,64	0,63	0,65	13,9	13,8	13,4	380	380	380
P - 1101	5	4,99	5,03	13,8	13,4	13,9	400	400	400
R - 3001	22,5	22,5	22,5	36	36	36	380	380	380
P - 3002	2,2	2,25	2,24	12,4	12,4	12,7	400	400	400
P - 3012	4,57	4,58	4,62	36,5	36,4	36,6	400	400	400
R - 3002	29,45	29,47	29,52	36	36	36	380	380	380
PD - 10	0,29	0,3	0,28	22,1	22,16	22,16	230	230	230
P - 3001	6,91	6,97	6,97	14,13	14,18	14,17	400	400	400
P - 3005	7,05	7,09	7,1	35,7	35,77	35,75	400	400	400
PV - 3001	3,03	3,03	3,03	x	x	x	400	400	400
P - 3009	2,86	2,87	2,91	9,98	9,99	10,3	400	400	400
P - 3008	5,82	5,84	5,83	32,49	32,49	32,52	400	400	400
P - 3010	4,01	4	4,5	25,62	25,62	25,62	400	400	400
PV - 3002	3,41	3,41	3,44	x	x	x	400	400	400

ANEXO D: DETERMINAÇÃO DO CAUDAL DE METANOL EVAPORADO

Dia 1

Evaporador Flash-31

	<i>Percentagem de metanol (%)</i>
<i>Amostra 1</i>	<i>6,03</i>
<i>Amostra 2</i>	<i>0,6</i>

$$\dot{m}_{total, P-3001} = 4000 \text{ kg/h} = 1,11 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{metanol, P-3001} = 4000 \times 0,0603 = 241,20 \text{ kg/h} = 0,067 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{biodiesel, P-3001} = 4000 - 241,20 = 3758,80 \text{ kg/h} = 1,04 \text{ kg/s}$$

Assumindo que nenhum biodiesel é evaporado no evaporador, o caudal de biodiesel mantém-se constante. Assim sendo, temos que:

$$\dot{m}_{biodiesel, P-3005} = 3758,80 \text{ kg/h} = 1,04 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{total, P-3005} = \frac{3758,80}{1-0,006} = 3781,49 \text{ kg/h} = 1,05 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{metanol, P-3005} = 3781,49 - 3758,80 = 22,69 \text{ kg/h} = 0,0063 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{metanol \text{ evaporado}} = 241,20 - 22,69 = 218,51 \text{ kg/h} = 0,06 \text{ kg/s}$$

Evaporador Flash-32

	<i>Percentagem de metanol (%)</i>
<i>Amostra 1</i>	<i>0,6</i>
<i>Amostra 2</i>	<i>0,07</i>

$$\dot{m}_{total, P-3008} = 3781,49 \text{ kg/h} = 1,05 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{metanol, P-3001} = 3781,49 \times 0,006 = 22,69 \text{ kg/h} = 0,0063 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{biodiesel, P-3001} = 3781,49 - 22,69 = 3758,80 \text{ kg/h} = 1,04 \text{ kg/s}$$

Assumindo novamente que nenhum biodiesel é evaporado no evaporador, o caudal de biodiesel mantém-se constante. Assim sendo, temos que:

$$\dot{m}_{biodiesel, P-3010} = 3758,80 \text{ kg/h} = 1,04 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{total, P-3005} = \frac{3758,80}{1-0,0007} = 3761,43 \text{ kg/h} = 1,04 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{metanol, P-3005} = 3761,43 - 3758,80 = 2,63 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{metanol \text{ evaporado}} = 22,69 - 2,63 = 20,06 \text{ kg/h}$$

Dia 2

Evaporador Flash-31

	<i>Percentagem de metanol (%)</i>
<i>Amostra 1</i>	5,61
<i>Amostra 2</i>	0,45

$$\dot{m}_{total, P-3001} = 3600 \text{ kg/h} = 1,0 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{metanol, P-3001} = 3600 \times 0,0561 = 201,96 \text{ kg/h} = 0,0561 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{biodiesel, P-3001} = 3600 - 201,96 = 3398,04 \text{ kg/h} = 0,94 \text{ kg/s}$$

Assumindo que nenhum biodiesel é evaporado no evaporador, o caudal de biodiesel mantém-se constante. Assim sendo, temos que:

$$\dot{m}_{biodiesel, P-3005} = 3398,04 \text{ kg/h} = 0,94 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{total, P-3005} = \frac{3398,04}{1-0,0045} = 3413,40 \text{ kg/h} = 0,95 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{metanol, P-3005} = 3413,40 - 3398,04 = 15,36 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{metanol \text{ evaporado}} = 201,96 - 15,36 = 186,6 \text{ kg/h}$$

Evaporador Flash-32

	<i>Percentagem de metanol (%)</i>
<i>Amostra 1</i>	0,45
<i>Amostra 2</i>	0,1844

$$\dot{m}_{total, P-3008} = 3413,40 \text{ kg/h} = 0,95 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{metanol, P-3001} = 3413,40 \times 0,0045 = 15,36 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{biodiesel, P-3001} = 3413,40 - 15,36 = 3398,04 \text{ kg/h}$$

Assumindo que nenhum biodiesel é evaporado no evaporador, o caudal de biodiesel mantém-se constante. Assim sendo, temos que:

$$\dot{m}_{biodiesel, P-3010} = 3398,04 \text{ kg/h} = 0,94 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{total, P-3005} = \frac{3398,04}{1-0,001844} = 3404,32 \text{ kg/h} = 0,95 \text{ kg/s}$$

$$\dot{m}_{metanol, P-3005} = 3404,32 - 3398,04 = 6,28 \text{ kg/h}$$

$$\dot{m}_{metanol \text{ evaporado}} = 15,36 - 6,28 = 9,08 \text{ kg/h}$$

ANEXO E: DADOS DE DESEMPENHO DO CHILLER

Item	B1
Unidade de base	<i>CGAF 080 HE EC Fans</i>
Capacidade de arrefecimento (kW)	295,06
Potência total dos compressores (kW)	82,01
Potência da Unidade (kW)	87,39
Eficiência (EER(kW/kW))	3,42
SEER nas condições Eurovent	5,24
SEPR HT	6,37
Seasonal space energy efficiency cool (%)	206,6
Temp. entrada no evaporador (°C)	12
Caudal no Evaporador (L/s)	14,06
Temp. saída no evaporador (°C)	7
Fluido no evaporador	Água
Factor de sujidade do evaporador	0
Temp. congelação no evaporador (°C)	0
Temp. Ambiente (°C)	35
Altitude (m)	0
Caudal total de ar nos ventiladores (m3/s)	29,13
Nº de ventiladores	6
Potência sonora ponderada (dBA)	89
Nível de pressão sonora (10m) (dBa)	57
Peso de transporte (kg)	2230
Comprimento (mm)	3820
Altura (mm)	2200
Largura (mm)	2530
Carga de refrigerante circ.1 (kg)	22
Carga de refrigerante circ.2 (kg)	22
Potência do motor ventilador (kW)	4,98
Corrente máxima (A)	214,2
Corrente de arranque (A)	428
Peso em operação (kg)	2375
Corrente nominal do Módulo Hidráulico (A)	11
Potência do Módulo Hidráulico (kW)	4,75
Pressão estática disponível (kPa)	157,3

ANEXO F: PRESSÕES E CAUDAIS DAS ELETROBOMBAS

Dia 1

Eletrobomba	P (bar)	H (m)	Q (m³/h)	Q (l/s)
1	3,1	31,6	28,0	7,78
2	2,3	23,5	42,0	11,7
3	1,25	12,7	22,5	6,25
4	2,2	22,4	29,0	8,1
5	1,1	11,2	24,3	6,75

Dia 2

Eletrobomba	P (bar)	H (m)	Q (m³/h)	Q (l/s)
1	3,2	32,6	26,0	7,22
2	2,3	23,5	42,0	11,7
3	1,3	13,3	21,5	5,97
4	2,2	22,4	29,0	8,1
5	1,1	11,2	24,3	6,75

Dia 3

Eletrobomba	P (bar)	H (m)	Q (m³/h)	Q (l/s)
1	3,2	32,6	26,0	7,22
2	2,3	23,5	42,0	11,7
3	1,25	12,7	22,5	6,25
4	2,1	21,4	31,7	8,8
5	1,2	12,2	23,2	6,4

Dia 4

Eletrobomba	P (bar)	H (m)	Q (m³/h)	Q (l/s)
1	3,1	31,6	28,0	7,78
2	2,3	23,5	42,0	11,7
3	1,25	12,7	22,5	6,25
4	2,2	22,4	29,0	8,1
5	1,1	11,2	24,3	6,75

Dia 5

Eletrobomba	P (bar)	H (m)	Q (m³/h)	Q (l/s)
1	3,1	31,6	28,0	7,78
2	2,4	24,5	39,0	10,8
3	1,25	12,7	22,5	6,25
4	2,3	23,5	28,5	7,92
5	1,2	12,2	23,2	6,4

ANEXO G: DETERMINAÇÃO DAS PROPRIEDADES TERMODINÂMICAS

Neste anexo serão apresentados os passos para a determinação das propriedades termodinâmicas de todos os pontos do circuito 1 frigorífico para o primeiro dia de ensaios. Para os restantes dias, o processo é semelhante sendo apenas apresentada uma tabela com as respetivas propriedades.

✓ DIA 1

Circuito 1

Ponto 1'

Para determinar as propriedades do ponto 1' (entrada do compressor, $P = 655,0$ kPa) interpolou-se os valores da entalpia e da entropia entre as temperaturas 5°C e 10°C e entre as pressões de 650 e 675 kPa (vapor sobreaquecido).

Para a pressão de 650 kPa temos então que:

T(°C)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg.K)
5	432,2	1,8698
6	h_x	s_x
10	437,2	1,8876

$$\frac{h_x - 432,2}{437,2 - 432,2} = \frac{6 - 5}{10 - 5} \leftrightarrow h_x = 433,2 \text{ kJ/kg}$$

$$\frac{s_x - 1,8698}{1,8876 - 1,8698} = \frac{6 - 5}{10 - 5} \leftrightarrow s_x = 1,8734 \text{ kJ/kg.K}$$

Para a pressão de 675 kPa temos que:

T(°C)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg.K)
5	431,5	1,8635
6	h_y	s_y
10	436,6	1,8815

$$\frac{h_y - 431,5}{436,6 - 431,5} = \frac{6 - 5}{10 - 5} \leftrightarrow h_y = 432,5 \text{ kJ/kg}$$

$$\frac{s_y - 1,8635}{1,8815 - 1,8635} = \frac{6 - 5}{10 - 5} \leftrightarrow s_y = 1,8671 \text{ kJ/kg.K}$$

Para a pressão do ponto 1' e T = 6°C obtém-se então:

P(kPa)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg.K)
650	433,2	1,8734
655,0	$h_{1'}$	$s_{1'}$
675	432,5	1,8671

$$\frac{h_{1'} - 433,2}{432,5 - 433,2} = \frac{6 - 5}{10 - 5} \leftrightarrow h_{1'} = 433,06 \text{ kJ/kg}$$

$$\frac{s_{1'} - 1,8734}{1,8671 - 1,8734} = \frac{6 - 5}{10 - 5} \leftrightarrow s_{1'} = 1,8721 \text{ kJ/kg.K}$$

Ponto 2 isentrópico

Para determinar as propriedades do ponto isentrópico (P = 1705,8 kPa) começou-se por fazer uma interpolação dupla entre as pressões de vapor sobreaquecido de 1700 kPa e 1800 Kpa para determinar a temperatura e a entalpia.

Determinação de T2 isentrópico:

Para a pressão de 1700 kPa e $s_{2,\text{isentrópico}} = 1,8721 \text{ kJ/kg.K}$:

s (kJ/kg.K)	T (°C)
1,8635	50
1,8721	T_x
1,8815	55

$$\frac{T_x - 50}{55 - 50} = \frac{1,8721 - 1,8635}{1,8815 - 1,8635} \leftrightarrow T_x = 52,34 \text{ °C}$$

Para a pressão de 1800 kPa e $s_{2,\text{isentrópico}} = 1,8721 \text{ kJ/kg.K}$:

s (kJ/kg.K)	T (°C)
1,8708	55
1,8721	T_y
1,8886	60

$$\frac{T_y - 55}{60 - 55} = \frac{1,8721 - 1,8708}{1,8886 - 1,8708} \leftrightarrow T_y = 55,37 \text{ °C}$$

Para $s_{2,isen\text{trópico}} = 1,8721 \text{ kJ/kg.K}$:

P (kPa)	T (°C)
1700	52,34
1705,8	$T_{2,ist}$
1800	55,37

$$\frac{T_{2,ist} - 52,34}{55,37 - 52,34} = \frac{1705,8 - 1700}{1800 - 1700} \leftrightarrow T_{2,ist} = 52,7 \text{ °C}$$

Determinação de h_2 isentrópico:

Para a pressão de 1700 kPa e $T_{2,isen\text{trópico}} = 52,7 \text{ °C}$:

h (kJ/kg.)	T (°C)
458,4	50
h_x	52,7
464,2	55

$$\frac{h_x - 458,4}{464,2 - 458,4} = \frac{52,7 - 50}{55 - 50} \leftrightarrow h_x = 461,53 \text{ kJ/kg}$$

Para a pressão de 1800 kPa e $T_{2,isen\text{trópico}} = 52,7 \text{ °C}$:

h (kJ/kg)	T (°C)
456,5	50
h_y	52,7
462,5	55

$$\frac{h_y - 456,5}{462,5 - 456,5} = \frac{52,7 - 50}{55 - 50} \leftrightarrow h_y = 459,74 \text{ kJ/kg}$$

Para $s_{2,isen\text{trópico}} = 1,8721 \text{ kJ/kg.K}$ e $T_{2,ist} = 52,7 \text{ °C}$

P (kPa)	h (kJ/kg)
1700	461,53
1705,8	$h_{2,ist}$
1800	459,74

$$\frac{h_{2,ist} - 461,53}{459,74 - 461,53} = \frac{1705,8 - 1700}{1800 - 1700} \leftrightarrow h_{2,ist} = 461,43 \text{ kJ/kg}$$

Ponto 2 real:

Sabendo a temperatura real do ponto 2 ($T = 59,7^\circ\text{C}$) determinou-se a entalpia e entropia real do respetivo ponto através de interpolação dupla entre a pressões de vapor sobreaquecido de 1700 e 1800 kPa.

Para a pressão de 1700 kPa temos então que:

T(°C)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg.K)
55	464,2	1,8815
59,7	h_x	s_x
60	470,0	1,8989

$$\frac{h_x - 464,2}{470,0 - 464,2} = \frac{59,7 - 55}{60 - 55} \leftrightarrow h_x = 469,65 \text{ kJ/kg}$$

$$\frac{s_x - 1,8815}{1,8989 - 1,8815} = \frac{59,7 - 55}{60 - 55} \leftrightarrow s_x = 1,8979 \text{ kJ/kg.K}$$

Para a pressão de 1800 kPa temos que:

T(°C)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg.K)
55	468,3	1,8708
59,7	h_y	s_y
60	474,1	1,8886

$$\frac{h_y - 468,3}{474,1 - 468,3} = \frac{59,7 - 55}{60 - 55} \leftrightarrow h_y = 473,75 \text{ kJ/kg}$$

$$\frac{s_y - 1,8708}{1,8886 - 1,8708} = \frac{59,7 - 55}{60 - 55} \leftrightarrow s_y = 1,8875 \text{ kJ/kg.K}$$

Para a pressão de 1705,8 kPa e $T = 59,7$ obtém-se então:

P(kPa)	h(kJ/kg)	s(kJ/kg.K)
1700	469,65	1,8979
1705,8	h_{2r}	s_{2r}
1800	473,75	1,8875

$$\frac{h_{2r} - 469,65}{473,75 - 469,65} = \frac{1705,8 - 1700}{1800 - 1700} \leftrightarrow h_{2r} = 469,89 \text{ kJ/kg}$$

$$\frac{s_{2r} - 1,8979}{1,8875 - 1,8979} = \frac{1705,8 - 1700}{1800 - 1700} \leftrightarrow s_{2r} = 1,8974 \text{ kJ/kg.K}$$

Ponto 4:

No ponto 4 existe uma mistura de líquido + vapor de fluido. Assim sendo, é necessário determinar o título, x , da mistura através da expressão seguinte:

$$x = \frac{h_4 - h_L}{h_v - h_L}$$

h_L e h_v representam respetivamente a entalpia de líquido saturado e vapor saturado para a respetiva pressão. Recorrendo às propriedades termodinâmicas do R410a determinou-se o título da mistura no ponto 4.

$$x = \frac{246,46 - 197,7}{422,15 - 197,7} \leftrightarrow x = 0,22$$

Sabendo o título da mistura é possível determinar a sua entropia recorrendo à mesma expressão.

$$x = \frac{s_4 - s_L}{s_v - s_L} \leftrightarrow s_4 = (1,8177 - 0,9915) \times 0,35 + 0,9915 \leftrightarrow s_4 = 1,1733 \text{ kJ/kg.K}$$

O set *point* definido para a temperatura de saída da água foi de 4,5 °C sendo que esta chega aos evaporadores a 6,1 °C.

Nas seguintes tabelas encontram-se apresentadas as propriedades termodinâmicas de todos os pontos para os circuitos 1 e 2, respetivamente.

Pontos	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1 (saída do evaporador)	655,0	-1,5	422,15	1,8177
1` (entrada do compressor)	655,0	6,0	433,06	1,8721
2 isentrópico	1705,8	52,7	461,43	1,8721
2 (entrada do condensador)	1705,8	59,7	469,89	1,8974
3 (saída do condensador)	1705,8	28,5	246,45	1,1590
4 (entrada do evaporador)	655,0	-1,5	246,45	1,1733

Pontos	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1 (saída do evaporador)	661,8	-1,4	422,10	1,8175
1` (entrada do compressor)	661,8	6,5	433,38	1,8722
2 isentrópico	1706,0	52,5	461,0	1,8722
2 (entrada do condensador)	1706,0	59,0	468,8	1,8951
3 (saída do condensador)	1706,0	28,5	246,45	1,1590
4 (entrada do evaporador)	661,8	-1,4	246,45	1,1724

✓ **DIA 2**

$$\Delta T_{\text{água refrigerada}} = (6,6 - 5,0)^{\circ}\text{C}$$

Pontos	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1 (saída do evaporador)	671	-1,1	422,3	1,8167
1` (entrada do compressor)	671	6,4	433,04	1,8695
2 isentrópico	1882,6	57,03	463,42	1,8695
2 (entrada do condensador)	1882,6	64,62	472,00	1,8963
3 (saída do condensador)	1882,6	32,1	252,6	1,1786
4 (entrada do evaporador)	671	-1,1	252,6	1,1993

Pontos	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1 (saída do evaporador)	671	-1,1	422,3	1,8167
1` (entrada do compressor)	671	6,4	433,04	1,8695
2 isentrópico	1942,4	61,75	468,04	1,8695
2 (entrada do condensador)	1942,4	70,21	477,91	1,9103
3 (saída do condensador)	1942,4	33,1	254,3	1,1843
4 (entrada do evaporador)	671	-1,1	254,3	1,1999

✓ **DIA 3**

$$\Delta T_{\text{água refrigerada}} = (6,6 - 5,0)^{\circ}\text{C}$$

Pontos	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1 (saída do evaporador)	770	0,8	422,7	1,8132
1` (entrada do compressor)	770	7,5	431,44	1,8503
2 isentrópico	1950	53,68	458,1	1,8503
2 (entrada do condensador)	1950	59,81	465,62	1,8729
3 (saída do condensador)	1950	34,0	256,1	1,1899
4 (entrada do evaporador)	770	0,8	256,1	1,2067

Pontos	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1 (saída do evaporador)	660	-1,1	422,3	1,8167
1` (entrada do compressor)	660	6,9	433,84	1,8741
2 isentrópico	1968,0	60,66	466,33	1,8741
2 (entrada do condensador)	1968,0	68,46	475,49	1,9013
3 (saída do condensador)	1968,0	33,8	255,7	1,1880
4 (entrada do evaporador)	660	-1,1	255,7	1,2081

✓ **DIA 4**

$$\Delta T_{\text{água refrigerada}} = (6,4 - 5,0)^{\circ}\text{C}$$

Pontos	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1 (saída do evaporador)	665	-1,2	422,27	1,8169
1` (entrada do compressor)	665	6,3	433,08	1,8778
2 isentrópico	1745	55,32	463,81	1,8778
2 (entrada do condensador)	1745	62,84	472,48	1,9039
3 (saída do condensador)	1745	29,3	247,84	1,1635
4 (entrada do evaporador)	665	-1,2	247,84	1,1739

Pontos	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1 (saída do evaporador)	650	-1,8	422,08	1,8180
1` (entrada do compressor)	650	6,6	433,80	1,8755
2 isentrópico	1827,0	57,09	464,46	1,8755
2 (entrada do condensador)	1827,0	64,52	473,11	1,9015
3 (saída do condensador)	1827,0	31,0	250,80	1,1730
4 (entrada do evaporador)	650	-1,8	250,80	1,1886

✓ **DIA 5**

$$\Delta T_{\text{água refrigerada}} = (6,4 - 5,1)^{\circ}\text{C}$$

Pontos	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1 (saída do evaporador)	670	-1,1	422,3	1,8167
1` (entrada do compressor)	670	6,3	432,94	1,8694
2 isentrópico	1760	53,43	461,32	1,8694
2 (entrada do condensador)	1760	60,3	469,32	1,8937
3 (saída do condensador)	1760	29,6	248,2	1,1646
4 (entrada do evaporador)	670	-1,1	248,2	1,1752

Pontos	P (kPa)	T (°C)	h (kJ/kg)	s (kJ/kg.K)
1 (saída do evaporador)	667,6	-1,1	422,3	1,8167
1` (entrada do compressor)	667,6	6,9	433,64	1,8722
2 isentrópico	1815,0	55,8	463,16	1,8722
2 (entrada do condensador)	1815,0	62,9	471,49	1,8970
3 (saída do condensador)	1815,0	30,8	250,40	1,1776
4 (entrada do evaporador)	667,6	-1,1	250,40	1,1835

