

Mestrado Integrado em Engenharia Química

***Estudo e Modelização do Processo de Secagem
por Fase de Vapor de Transformadores de
Potência***

Dissertação de Mestrado

de

Elisabete Maria Alves Ferreira

Desenvolvida no âmbito da unidade curricular de Dissertação

realizado em

**Efacec Energia Máquinas e Equipamentos Elétricos
I&D da unidade de Transformadores**



Orientador na FEUP: Prof. Fernando Martins

Orientador na Efacec: Eng. Sandra Couto



Departamento de Engenharia Química

Julho de 2018

Agradecimentos

Nesta secção encontram-se notas de agradecimento às pessoas que contribuíram para a realização desta dissertação e que de uma forma ou outra contribuíram para o seu sucesso.

Em primeiro lugar, agradeço à Efacec pela oportunidade por me inserir neste projeto, pelas condições de trabalho e pela disponibilidade sempre demonstrada.

Um agradecimento especial aos meus orientadores, o Prof. Fernando Martins e a Eng^a. Sandra Couto pelo constante apoio. Ao Prof. Fernando Martins pela sua orientação, disponibilidade e paciência, assim como pelos debates cujos conhecimentos transmitidos contribuíram para o meu enriquecimento científico. À Eng^a. Sandra Couto, um sincero e especial agradecimento, pela sua orientação e competência, pelos seus conselhos, ensinamentos e amizade. Muito obrigada! Através do seu exemplo, instruiu-me para a abordagem de um investigador na indústria. Obrigada pelo exemplo de determinação e dedicação.

Gostaria de agradecer à equipa da Manutenção da Efacec, por todo o acompanhamento aos meus trabalhos, informações transmitidas, disponibilidade e trabalhos realizados. Agradeço ainda o acesso à pasta da “Manut” que me permitiu aceder às informações disponíveis sobre todos os equipamentos. Quero registar que sem a equipa de manutenção o estudo da instalação seria comprometido. Em particular ao Eng.º José Viana por toda a colaboração incansável, conhecimento transmitido, empenho e consideração.

O meu muito obrigada ao Departamento da Engenharia Industrial da Efacec (DEI), sobretudo ao Eng.º João Ribeiro que desde do princípio disponibilizou todas as informações requisitadas sobre a secagem, as instruções operacionais e todos os esclarecimentos necessários. Estou grata pelo acesso concedido ao DEI, que me permitiu aceder aos arquivos dos resultados da secagem. Saliento a particular contribuição do Eng.º Mauro Sousa na criação de um programa para a exportação dos gráficos da base de dados.

Agradeço à equipa dos óleos da Efacec que me ajudou a recolher dados de um processo de secagem completo, através das leituras dos manómetros e capturas do ecrã do diagrama processual durante a noite. Ao laboratório de química da Efacec, que gentilmente me cedeu as folhas de especificações do óleo e do querosene e resultados de análises às correntes da instalação.

Agradeço ainda ao departamento das infraestruturas que recolheu os dados dos consumos energéticos dos postos de transformação associados à instalação de secagem. Nomeadamente, destaco o colega Belarmino Silva.

O meu muito obrigada de uma forma genérica a todos os colaboradores da Efacec que de uma forma ou de outra contribuíram para o sucesso dos trabalhos realizados, através da ajuda nos trabalhos, de explicações do processo, funcionamento de máquinas e recolhas de dados. Relevo um agradecimento para os encarregados da fábrica *Core*, Paulo Moreira, e da fábrica *Shell*, António Moreira, por todo o apoio e informações disponibilizadas.

Um singular agradecimento à equipa do Fluidos e Calor do departamento de Investigação e Desenvolvimento da Efacec por toda a ajuda disponibilizada, por todo apoio, pelo acolhimento e por todos os bons momentos. Saliento ainda, o meu colega e amigo, Leonardo Rodrigues, por toda a diversão e angústia que partilhamos. Obrigada por toda a ajuda nos meus dilemas informáticos.

Às minhas amigas do coração Milena Centeno, Márcia Guedes, Sofia Paixão, Carmen Mila e Gessika Morgado por todo o apoio, conversas e momentos de descontração, não só nesta reta final do curso, mas também, por todo o companheirismo ao longo dos 3 anos. Agradeço-vos por todos os trabalhos de grupo, por todos os momentos de estudo, por todas as explicações, mas sem dúvida, por toda a amizade!

Um agradecimento especial à minha família. Aos meus avós que apesar de já não estarem entre nós me continuam a iluminar. Assinalo aqui o meu peculiar agradecimento aos meus queridos pais, Adelino e Deolinda Ferreira, e ao meu irmão favorito António Ferreira. Juntos somos o quarteto fantástico! Agradeço-lhes incondicional amor e o apoio, o acompanhamento, valorização e paciência disponibilizado ao longo da minha vida. Aos meus pais, agradeço em especial, a educação, os valores transmitidos e o modelo de dedicação, de trabalho e espírito de sacrifício.

A todos o meu sincero e humilde agradecimento!

O Prof. Fernando Gomes Martins, orientador desta dissertação, é membro integrado do LEPABE – Laboratório de Engenharia de Processos, Ambiente Biotecnologia e Energia, financiado por: Projeto POCI-01-0145-FEDER-006939 (Laboratório de Engenharia de Processos, Ambiente, Biotecnologia e Energia, UID/EQU/00511/2013) - financiado pelo Fundo Europeu de Desenvolvimento Regional (FEDER), através do COMPETE2020 - Programa Operacional Competitividade e Internacionalização (POCI) e por fundos nacionais através da Fundação para a Ciência e a Tecnologia I.P.; Projeto “LEPABE-2-ECO-INNOVATION”, com a referência NORTE-01-0145-FEDER-000005, cofinanciado pelo Programa Operacional Regional do Norte (NORTE 2020), através do Portugal 2020 e do Fundo Europeu de Desenvolvimento Regional (FEDER).

Resumo

No processo de fabrico de transformadores elétricos existe a preocupação para que, em operação, o equipamento suporte altas tensões durante a indução de energia entre enrolamentos. Nesse sentido, é necessário um isolamento elétrico adequado. Os materiais sólidos de isolamento são maioritariamente papel, cartão e madeira. A presença de água absorvida na celulose do transformador reduz a resistência dielétrica e acelera a sua degradação. Consequentemente afeta o desempenho do transformador. Por este motivo existem diferentes processos de secagem durante o fabrico do transformador elétrico.

O processo que permite a maior extração de água é a secagem por fase de vapor. Este baseia-se no fornecimento de querosene na fase de vapor ao transformador no interior de um autoclave. Caracteriza-se por ser uma sequência de ciclos de aquecimento da autoclave, seguindo-se a extração de ar e recuperação de querosene que fica contaminado por óleo presente em alguns componentes. O processo finaliza-se com uma etapa designada por vácuo fino, devido às pressões de operação extremamente baixas. Os processos de secagem utilizados têm uma reduzida eficiência térmica que implica uma necessidade de serem otimizados, daí a importância do seu estudo e modelização.

O estudo e a modelização do processo de secagem requerem a recolha de especificações da instalação e seus equipamentos, das condições de operação, bem como a sua análise. Com base nas informações disponíveis, foram definidas estratégias para a sua modelização. A modelização da instalação consistiu no desenvolvimento de modelos de simulação em *Aspen Plus*. Assim, permitiu dimensionar a unidade de aquecimento e avaliar a qualidade de separação do óleo e querosene e comparar com a separação de éster e querosene. Na fase de vácuo, recorreu-se a uma modelização por balanço material que permitiu determinar as curvas do sistema.

Assim, na fase de aquecimento a capacidade da mistura de fornecer calor reduz 4,3 %, no caso em que a mistura está contaminada com 18 % em óleo quando comparado com uma com 2 % em óleo. Da análise da separação da mistura querosene/óleo, nas condições típicas utilizadas na instalação, 23 % do óleo que entra na instalação sai na corrente de vapor e perde-se cerca de 3 % de querosene para o óleo. Para obter uma melhor separação foi dimensionada uma coluna de destilação. A separação querosene/éster revela-se mais fácil diminuindo 4 % de perdas de querosene e decréscimos de contaminações com óleo entre 10 % a 20 %. Obteve-se ainda uma previsão da curva de evacuação para a fase de evacuação da autoclave.

Palavras Chave:

Secagem, Fase de vapor, Transformadores de Potência, Modelização.

Abstract

During the manufacturing of electric transformers there is concern that during its operation, the equipment supports high voltages caused by induction of energy between windings. In this sense, adequate electrical insulation is required. The solid insulation materials are mainly paper, paperboard and wood. The presence of water absorbed in the cellulose of the transformer reduces the dielectric resistance and accelerates its degradation. Thus, it affects the performance of the transformer. For this reason, there are different drying processes during the manufacture of the electric transformer.

The process that allows the highest extraction of water is the vapour phase drying. This process is based on the supply of kerosene in vapour phase to the transformer inside an autoclave. It is characterized by a sequence of autoclave heating cycles, followed by air extraction and recovery of kerosene that is contaminated by oil, which is presented in some components. Finally, a vacuum step is performed. The drying processes have low thermal efficiency, which require improvements and optimization, hence the importance of their study and modeling.

The study and the modeling of the drying process require the collection of specifications of the installation and equipment's, the operation conditions, as well as, their analyses. Based on the available information, strategies were defined for modeling. The modeling of the installation was realized through the development of models in *Aspen Plus*. This led to the sizing of the heating unit and to evaluate the separation quality of the oil and kerosene. In the vacuum stage, a material balance model was applied, and the system curves were determined.

Thus, in the heating step, the ability of the mixture to provide heat reduces 4.3 %, in the case where the mixture is contaminated with oil 18 % compared to a 2 % oil. From the analysis of the separation of the kerosene / oil mixture, under the typical conditions used in the installation, 23 % of the oil entering the installation exits the steam stream and about 3 % kerosene is lost to the oil. To obtain a better separation a distillation column was design. The kerosene / ester separation is found to be easier by lowering 4 % kerosene losses and 10 % to 20 % oil contamination decreases. A forecast of the evacuation curve was also obtained for the evacuation phase of the autoclave.

Key Words:

Drying, Vapour Phase, Power Transformers, Modeling.

Declaração

Declara, sob compromisso de honra, que este trabalho é original e que todas as contribuições não originais foram devidamente referenciadas com identificação da fonte.

Elisabete Irena Alves Ferreira

Índice

1. Introdução.....	1
1.1. Enquadramento e Apresentação do Projeto	1
1.2. Efacec	1
1.3. Contributos do Trabalho	2
1.4. Organização da Tese	2
2. Contexto e Estado da Arte	5
2.1. Transformadores	5
2.2. Processos de Secagem de Transformadores	6
2.3. Processo de Secagem por Fase de Vapor	7
2.4. Modelização de Processos de Secagem	8
2.5. Modelização do Processo de Secagem por Fase de vapor (<i>Vapour Phase</i>).....	8
3. Instalação da Secagem por Fase de Vapor (<i>Vapour Phase</i>)	9
3.1. Descrição da Instalação	9
3.2. Descrição dos Principais Equipamentos do VP Core	11
3.2.1. Depósito - Unidade 6.1	12
3.2.2. Evaporador - Unidade 2.1	12
3.2.3. Condensador - Unidade 3.1	13
3.2.4. Decantador - Unidade 3.8	13
3.2.5. Grupo de vácuo	14
3.2.6. Autoclave - Unidade 5.1	15
3.3. Descrição do Processo de Secagem por VP Core	15
3.3.1. Fase de Evacuação.....	16
3.3.2. Fase de Aquecimento	16
3.3.3. Fase de Remoção	17
3.3.4. Fase de Destilação.....	17
3.3.5. Fase de Vácuo Fino	18
3.3.6. Gráficos de Secagem	18

4. Modelização do Processo de Secagem por Fase de Vapor (<i>Vapour Phase</i>)	21
4.1. Estratégias de Modelização	21
4.2. Fase de Aquecimento	22
4.2.1. Diagrama do Processo em <i>Aspen Plus</i>	22
4.2.2. Caracterização da Alimentação	23
4.2.3. Dimensionamento do Evaporador	25
4.3. Fase de Destilação	27
4.3.1. Análise da Qualidade de Separação com Variação de Parâmetros de Pressão e Temperatura	28
4.3.2. Substituição da Unidade de Evaporação por uma Coluna de Destilação	32
4.3.3. Análise da Qualidade de Separação de Querosene e Éster	34
4.4. Fase de Evacuação e Vácuo fino	37
4.4.1. Curvas do Sistema	39
5. Conclusões	45
6. Avaliação do trabalho realizado	47
6.1. Objetivos Realizados	47
6.2. Limitações e Trabalho Futuro	47
6.3. Apreciação Final	48
7. Referências Bibliográficas	49
Anexo 1 Diagrama do processo de secagem por fase de vapor	51
Anexo 2 Desenho do evaporador	54
Anexo 3 Folha de especificações do permutador dimensionado	56
Anexo 4 Custos da coluna	57

Índice de Figuras

<i>Figura 1 - Instalação experimental (SmarTHER CORE TF) que consiste num transformador trifásico do tipo Core: a) desenho global da instalação, b) desenho e c) foto da parte ativa.</i>	<i>5</i>
<i>Figura 2 - Comparação da quantidade de água extraída pelas diferentes técnicas de secagem. Adaptado de (Koestinger et al., 2004).</i>	<i>7</i>
<i>Figura 3 - Diagrama do processo VP Core.</i>	<i>9</i>
<i>Figura 4 - Diagrama do processo VP Shell.</i>	<i>10</i>
<i>Figura 5 - Diagrama do processo simplificado da instalação VP.</i>	<i>11</i>
<i>Figura 6 - Esquema das etapas do processo VP Core.</i>	<i>15</i>
<i>Figura 7 - Parte ativa da instalação experimental SmarTHER CORE TF na autoclave para secagem por fase de vapor (Vapour Phase).</i>	<i>16</i>
<i>Figura 8 - Representação ilustrativa dos resultados da monitorização do processo de secagem.</i>	<i>19</i>
<i>Figura 9 - Esquema do processo na ferramenta Aspen Plus.</i>	<i>23</i>
<i>Figura 10 - Curva de destilação ASTM D86.</i>	<i>25</i>
<i>Figura 11 - Variação da potência fornecida pelo evaporador para cada simulação.</i>	<i>28</i>
<i>Figura 12 - Fração de óleo na corrente de querosene em relação à quantidade de óleo existente na corrente de entrada.</i>	<i>29</i>
<i>Figura 13 - Fração de querosene na corrente de líquido em relação à quantidade de querosene existente na corrente de entrada.</i>	<i>29</i>
<i>Figura 14 - Custo de perdas de querosene em função da temperatura para diferentes valores de pressão.</i>	<i>30</i>
<i>Figura 15 - Potência retirada da corrente de vapor no condensador.</i>	<i>31</i>
<i>Figura 16 - Secção do Aspen Plus para o projeto da coluna de destilação.</i>	<i>32</i>
<i>Figura 17 - Diagrama do processo no Aspen Plus para a substituição do óleo mineral por éster.</i>	<i>35</i>
<i>Figura 18 - Comparação das perdas de querosene na corrente de líquido entre a separação com óleo e éster.</i>	<i>36</i>
<i>Figura 19 - Comparação da contaminação da corrente de querosene.</i>	<i>36</i>
<i>Figura 20 - Curvas conhecidas e calculadas da bomba Roots para: a) o caudal em função da pressão e b) pressão em função do tempo.</i>	<i>38</i>
<i>Figura 21 - Curva de evacuação a) na fase de evacuação e b) na fase de vácuo fino.</i>	<i>39</i>
<i>Figura 22 - Curvas do caudal volumétrico em função da pressão na a) fase de evacuação e na b) fase de vácuo fino.</i>	<i>40</i>

<i>Figura 23 - Resultados obtidos para a autoclave com transformador na fase de evacuação. a) curva da instalação e curva do caudal volumétrico do sistema b) em função do tempo e c) em função da pressão.</i>	<i>41</i>
<i>Figura 24 - Modelo de evacuação da fase de evacuação caudal volumétrico. a) em função da pressão e em b) em função do tempo.</i>	<i>42</i>
<i>Figura 25 - Curvas de evacuação na fase de vácuo fino para os processos de secagem.</i>	<i>43</i>
<i>Figura 26 - Comparação das curvas do sistema com TRF e sem TRF.</i>	<i>43</i>
<i>Figura 27 - Diagrama legendado do VP Shell.</i>	<i>51</i>
<i>Figura 28 - Diagrama legendado do VP Core.....</i>	<i>52</i>
<i>Figura 29 - Diagrama do processo de secagem dos TRF Core completo.</i>	<i>53</i>
<i>Figura 30 - Desenho interno do evaporado da instalação do TRF do tipo Shell.....</i>	<i>54</i>
<i>Figura 31 - Desenho do evaporador da instalação de secagem do TRF do tipo Core.</i>	<i>55</i>
<i>Figura 32 - Folha de especificação do permutador dimensionado no EDR.</i>	<i>56</i>

Lista de Tabelas

<i>Tabela 1 - Características da unidade 2.1.</i>	<i>13</i>
<i>Tabela 2 - Características da unidade 3.1.</i>	<i>13</i>
<i>Tabela 3 - Características da unidade 3.8.</i>	<i>13</i>
<i>Tabela 4 - Características das bombas Roots.</i>	<i>14</i>
<i>Tabela 5 - Objetivos específicos de cada fase do processo VP.</i>	<i>21</i>
<i>Tabela 6 - Módulos de simulação.</i>	<i>23</i>
<i>Tabela 7 - ASTM D86 do querosene. Retirado da folha de especificações do fornecedor.</i>	<i>24</i>
<i>Tabela 8 - ASTM D86 do óleo do TRF. Fonte: Fornecedor de óleo doTRF.</i>	<i>24</i>
<i>Tabela 9 - Variação da composição da corrente de entrada para cada simulação.</i>	<i>26</i>
<i>Tabela 10 - Coeficiente de transferência de calor obtido no EDR no dimensionamento do permutador.</i>	<i>26</i>
<i>Tabela 11 - Resultados do Aspen Plus para o projeto do permutador relativos às simulações.</i>	<i>26</i>
<i>Tabela 12 - Potência fornecida pela condensação da corrente de vapor durante a fase de aquecimento.</i>	<i>27</i>
<i>Tabela 13 - Condições considerados para a corrente de entrada na fase de destilação.</i>	<i>28</i>
<i>Tabela 14 - Condições usadas para o evaporador, em cada simulação, para a fase de destilação em Aspen Plus.</i>	<i>28</i>
<i>Tabela 15 - Composição da corrente recuperada no final de cada fase de destilação.</i>	<i>32</i>
<i>Tabela 16 - Blocos usados na simulação em Aspen Plus para a simulação de uma coluna de destilação.</i>	<i>32</i>
<i>Tabela 17 - Resultados obtidos no Aspen Plus na separação através de uma coluna de destilação.</i>	<i>33</i>
<i>Tabela 18 - Dimensões da coluna de destilação projetada.</i>	<i>34</i>
<i>Tabela 19- Principais custos da aquisição da coluna de destilação.</i>	<i>34</i>
<i>Tabela 20 - Propriedades do éster. Adaptado de(Srivastava & Prasad, 2000).</i>	<i>35</i>
<i>Tabela 21 - Tempo de evacuação do sistema.</i>	<i>40</i>
<i>Tabela 22 - Quantidade de água extraída no processo de secagem.</i>	<i>44</i>

Notação e Glossário

C_p	Custo da instalação de destilação	€
C_{Pl}	Custo da plataforma da coluna de destilação	€
C_v	Custo da coluna de destilação	€
C_T	Custo dos pratos da coluna de destilação	€
C_{BT}	Custo de base dos pratos da coluna de destilação	€
D_i	Diâmetro interno da coluna de destilação	m
F_M	Fator de correção do material da coluna de destilação	
F_{NT}	Fator de correção do número de pratos	
F_{TM}	Fator de correção do material de construção da coluna de destilação	
F_{TT}	Fator de correção do tipo de pratos	
L	Comprimento da coluna de destilação	m
$\dot{m}$	Caudal mássico	kg·h ⁻¹
N_T	Número de pratos	
P	Pressão	mbar
Q	Caudal volumétrico	dm ³ ·h ⁻¹
S_{ef}	Caudal volumétrico efetivo bombeado	m ³ ·h ⁻¹
T	Temperatura	°C
t	tempo	h
t_s	Espessura da parede da coluna de destilação	m
V	Volume da autoclave	m ³
W	Peso da coluna de destilação	kg

Letras gregas

ρ	Massa volúmica	kg·m ⁻³
--------	----------------	--------------------

Lista de Siglas

EDR	<i>Aspen Exchanger Design and Rating</i> : Software que permite o dimensionamento do permutador
DEI	Departamento de engenharia industrial da Efacec
LFH	<i>Low frequency and high voltage: Método de secagem por indução de corrente de alta tensão e baixa frequência</i>
TRF	Transformador
VP ¹	<i>Vapour Phase</i> : Método de secagem por fase de vapor

¹ Sigla correspondente à terminologia inglesa por ser vulgarmente designado em meio empresarial

1. Introdução

1.1. Enquadramento e Apresentação do Projeto

Os transformadores (TRF) são fundamentais para a produção, transmissão e distribuição da energia elétrica (N'cho et al., 2016). Os TRF servem para adaptar o nível de tensão conforme as necessidades dos utilizadores. São os equipamentos mais caros de uma estação de transformação, podendo corresponder cerca de 60 % do seu custo. Por este motivo, os custos associados a reparações e/ou substituições podem representar despesas na ordem de milhares de euros (William e Bartley 2003). O tempo de vida e a qualidade de um TRF pode ser correlacionada com o estado dos materiais isolantes (óleo e papel) (Sawant et al., 2017).

A presença de água no TRF potencia a degradação dos isolantes e acelera o processo de envelhecimento (Koch et al., 2012). Assim, a eliminação ou redução da humidade tornou-se um desafio para os fabricantes de TRF, de forma a que seja possível oferecer aos seus clientes produtos de elevada qualidade. Para tal, durante o fabrico dos TRF, estes são sujeitos a processos de secagem sob condições de vácuo e com temperaturas entre os 85 °C e 130 °C.

Durante o processo de secagem, a água contida nos poros do papel é libertada pelo aquecimento e pelas diferenças de pressão criadas pelo vácuo (Betie et al., 2018). Atualmente, as configurações dos processos de secagem são baseadas na experiência dos produtores e em procedimentos empíricos.

A modelização do processo de secagem permite seguir o processo de secagem, analisando o desempenho da instalação em função de parâmetros como pressão, temperatura, caudais. Desta forma, desenvolve-se o conhecimento do processo e contribui-se para a sua melhoria, podendo resultar, em última instância, em transformadores de melhor qualidade ou processos de secagem mais eficientes.

1.2. Efacec

A Efacec constitui um grupo de empresas que atua nos domínios das soluções de Energia, Engenharia, Ambiente, Transportes e Mobilidade Elétrica e com um perfil fortemente exportador, com presença em mais de 65 países (Efacec, 2018a). Caracteriza-se por ser o maior produtor nacional da indústria elétrica e eletromecânica, desenvolvendo soluções tecnologicamente avançadas, utilizadas no nosso quotidiano.

As atividades do grupo focam-se numa cultura de inovação, pesquisa e desenvolvimento, onde cerca de 90 % da tecnologia é desenvolvida internamente (Efacec, 2018a). Estas atividades dividem-se em três categorias: Produtos de Energia (que englobam os Transformadores,

Aparelhagem, Service e Automação), Sistemas (que engloba as soluções de Energia, de Ambiente, de Indústria e de Transportes) e Mobilidade (que integra a Mobilidade Elétrica) (Efacec, 2018a).

A Efacec é reconhecida mundialmente como um fabricante de referência de transformadores. Na unidade de Transformadores, são produzidos Transformadores de Potência do tipo *Core* e *Shell*, Subestações Móveis e Transformadores de Distribuição (Efacec, 2018b). O presente trabalho focou-se nos processos de fabrico de Transformadores de Potência, em particular, o processo de secagem dos transformadores do tipo *Core*.

1.3. Contributos do Trabalho

Atualmente, as configurações dos processos de secagem resultam da experiência e de conhecimentos empíricos. Este trabalho constitui um primeiro estudo no sentido da modelização do processo de secagem por fase de vapor. O principal contributo foi o estudo integrado do funcionamento dos equipamentos e da termodinâmica no processo de secagem. Paralelamente, foram expostas oportunidades de melhoria para o seguimento do processo.

A resultante deste estudo irá aumentar o conhecimento sobre a instalação, potenciando a melhoria da eficiência do processo de secagem, em particular, em termos de redução de custos (poupança energética e de materiais).

Do estudo e da modelização dos processos de secagem resultou a análise da unidade de aquecimento, o estudo da separação da mistura querosene/óleo e querosene/éster. Obteve-se ainda uma previsão da curva de evacuação para a fase de evacuação da autoclave.

1.4. Organização da Tese

Na presente dissertação, o trabalho evoluiu em 3 etapas:

- i. recolha e análise de informação, relativa ao diagrama processual, especificações de equipamentos, condições de operação em vários processos de secagem por VP;
- ii. definição de estratégias de modelização e modelização das diferentes fases do processo de secagem;
- iii. identificação de medidas que permitam melhorar a avaliação do desempenho do processo de secagem e que possam resultar, no futuro, em melhorias no próprio processo.

A informação resultante da evolução destas etapas está organizada neste documento em cinco capítulos, da seguinte forma:

- no Capítulo 1 faz-se um enquadramento e introdução do projeto e são identificados os contributos do trabalho.
- no Capítulo 2 apresenta-se o contexto desta dissertação e o estado de arte dos processos de secagem dos transformadores, assim como os principais princípios da modelização dos mesmos.
- no Capítulo 3 descreve-se a instalação de secagem a modelizar, apresentando os principais equipamentos e respetivas especificações e as principais etapas do processo de secagem e respetivas condições de operação.
- no Capítulo 4 apresentam-se a estratégia de modelização escolhida e são apresentados os resultados do estudo para as fases de aquecimento, destilação e evacuação e vácuo fino do processo de secagem.
- no Capítulo 5 enumeram-se as principais conclusões do presente trabalho, onde se incluem as limitações e dificuldades encontradas e onde são sugeridos trabalhos futuros.

2. Contexto e Estado da Arte

2.1. Transformadores

Os transformadores (TRF) representam elementos de ligação dentro de um sistema de energia elétrica, pois têm com função converter uma corrente alternada proveniente de um circuito elétrico para outro através da indução eletromagnética. Para tal, estes equipamentos usam dois ou mais enrolamentos de um condutor em torno de um núcleo de ferro que aumentam ou diminuem a tensão conforme o necessário (Sawant et al., 2017).

O transformador é constituído por diversos componentes, nomeadamente, a parte ativa (que engloba os enrolamentos, o núcleo magnético e materiais isolantes), a cuba, os radiadores ou outros sistemas de arrefecimento e equipamentos exteriores (Heathcote et al., 2007). Na Figura 1, a título de exemplo, apresenta-se a estrutura de um transformador trifásico do tipo *Core*.

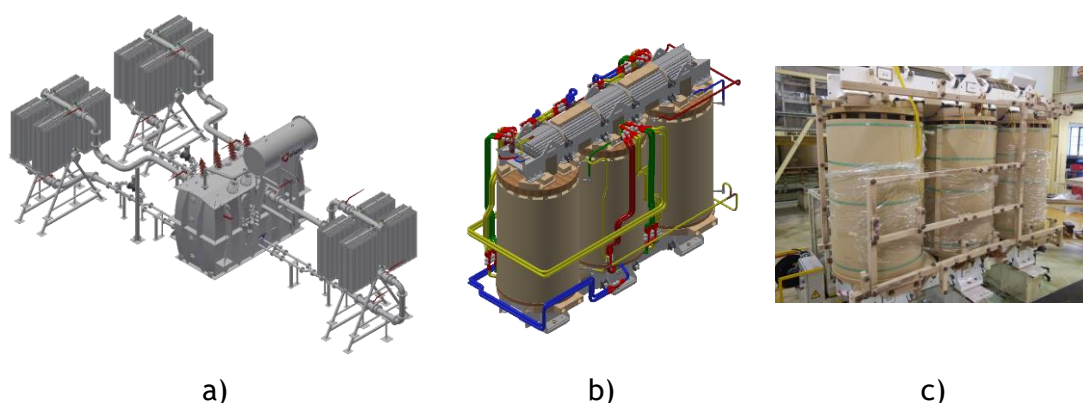


Figura 1 - Instalação experimental (SmarTHER CORE TF) que consiste num transformador trifásico do tipo Core: a) desenho global da instalação, b) desenho e c) foto da parte ativa.

Na Figura 1a apresenta-se o esquema global da instalação experimental, composta pelo sistema de arrefecimento e cuba que contém, no seu interior, a parte ativa. A parte ativa indicada na Figura 1b (desenho) e Figura 1c (foto). Esta é composta pelo núcleo magnético e correspondente estrutura de suporte, pelas três fases (cada uma com dois enrolamentos - um de alta tensão e outro de baixa tensão) e pelos materiais isolantes sólidos (papel, cartão, madeiras). Dentro da cuba, a parte ativa está ainda rodeada de isolante líquido que, além de servir como meio isolante dielétrico, ajuda na dissipação de calor ao fluir pelo sistema de refrigeração.

O processo de construção do TRF inicia-se na fabricação do núcleo magnético e preparação das bobinas (bobinagem) (Efacec, 2018b). Seguidamente, procede-se à formação das fases e constituição da parte ativa - colocação das fases no núcleo magnético e execução das ligações internas. Após a sua montagem, a parte ativa é submetida a secagem por processo de fase de vapor (VP, *vapour phase*), com objetivo de se eliminar a humidade presente nos isolantes sólidos. Após secagem, a parte ativa é colocada no interior da cuba, sendo posteriormente realizado o enchimento com fluído isolante (geralmente, óleo mineral), sob vácuo. Finalmente, o TRF é submetido a ensaios de aceitação, que têm como finalidade garantir a qualidade e o bom funcionamento do mesmo, antes de ser expedido para o cliente (Efacec, 2018b) (Carlson et al., 2003).

A humidade (ainda que abaixo do limite de aceitação) acelera o processo de envelhecimento da celulose, diminuindo, portanto, o desempenho do isolamento e aumentando a probabilidade de falhas tais como descargas parciais, sobreaquecimento, etc. (Koch et al., 2012).

O processo de secagem, que se executa na fase final do fabrico é, portanto, determinante para garantir o bom funcionamento do TRF ao longo da sua vida e, em última instância, a sua aceitação. É, por conseguinte, o objeto de estudo desta dissertação.

2.2. Processos de Secagem de Transformadores

Existem diversas tecnologias de secagem de transformadores, sendo as mais usais a secagem por circulação de ar quente e vácuo, circulação de óleo quente, aplicação de uma corrente de alta tensão e baixa frequência (LFH, *low frequency high voltage*), e ainda a secagem por fase de vapor (VP, *vapour phase*). A Figura 2 esquematiza uma comparação da capacidade de extração de água nos diferentes processos de secagem.

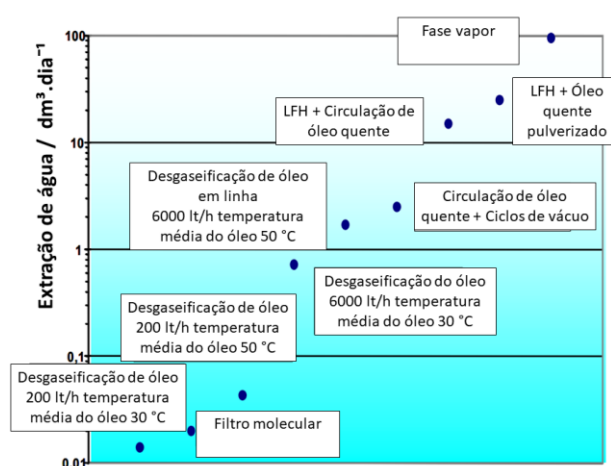


Figura 2 - Comparação da quantidade de água extraída pelas diferentes técnicas de secagem. Adaptado de (Koestinger et al., 2004).

Pela análise da Figura 2 observa-se que o método de secagem por VP permite a extração de maior quantidade de água quando comparado com outros métodos de secagem (Rindlisbacher & Von Ah, 2005; Tareq Siddiqui et al., 2017; Zabeschek, 2007). Os fundamentos do processo de secagem por VP são descritos em seguida.

2.3. Processo de Secagem por Fase de Vapor

O VP consiste num processo de secagem que aplica vácuo e utiliza o querosene como meio de transferência de calor. O querosene contém baixa viscosidade e um ponto de inflamação de 55 °C. O solvente contém propriedades vantajosas como o facto de ter uma pressão de vapor significativamente menor que a da água, para que, a diferença de pressões permita uma difusão de água eficiente desde do princípio da fase de aquecimento. O calor de evaporação deve ser elevado e não exercer efeitos nas propriedades do isolamento. Durante o processo de secagem, o vapor condensa, sendo recolhido e reciclado pelo sistema. Uma instalação de secagem por VP é composta por unidades de armazenamento, evaporação condensação e separação (Tareq Siddiqui et al., 2017).

A metodologia do VP consiste em 4 fases: i) preparação, ii) aquecimento, iii) redução da pressão e, iv) vácuo fino. Consiste, simplifadamente, em fornecer querosene no estado de vapor que é condensado nos isolantes, recuperado e reciclado (Tareq Siddiqui et al., 2017).

2.4. Modelização de Processos de Secagem

Os primeiros modelos matemáticos para a modelização de fenómenos de secagem foram propostos por Lewis em 1920, e foram seguidos por Sherwood (1929) e Newmanc(1931). As secagens unidimensionais podem ser descritas com base na 2ª lei de Fick. Estudos mais recentes permitem prever o teor de água contido no papel no final do processo de secagem e do tempo de secagem através de análises gravimétricas (Betie et al., 2018). No entanto, a fase de vácuo não é tida em consideração e os contextos considerados não replicam exatamente o processo de secagem de um TRF, uma vez que os ensaios foram executados em amostras de papel.

A modelização do processo de secagem surge da necessidade da existência de conhecimento fundamentado sobre os processos de secagem dos TRF (Betie et al., 2018).

2.5. Modelização do Processo de Secagem por Fase de vapor (*Vapour Phase*)

Atualmente existem modelos baseados em balanços mássicos e energéticos e relações de equilíbrio desenvolvidos na ferramenta MATLAB® para a modelização do aquecimento e transferência de massa numa intervenção após a entrada em funcionamento. Estas conseguem prever as leis termodinâmicas da mudança de fase, migração do solvente e da água, relacionando com variáveis importantes das unidades de equipamento como caudais, pressão e temperatura (Zhang et al., 2014).

No entanto, pelo facto do processo de secagem ser aplicado após a entrada em funcionamento do TRF, este modelo do processo não contempla a fase de destilação e os materiais isolantes encontram-se impregnados em óleo, conteúdo desta forma, diferentes condições de uma instalação no processo de fabrico (Zhang et al., 2014).

Tanto quanto se sabe, não existe nenhum modelo de simulação do processo de secagem por VP em condições industriais. Nesta dissertação foram usadas duas abordagens distintas para a modelização do processo de secagem por VP, conforme a fase do processo em que é aplicado o modelo. Para a modelização da unidade de aquecimento e destilação recorreu-se à aplicação *Aspen Plus* da *Aspen Tech*. Para a fase de evacuação e vácuo, recorreu-se a modelos matemáticos baseados em balanços mássicos.

3. Instalação da Secagem por Fase de Vapor (Vapour Phase)

Neste capítulo descreve-se a instalação de secagem por fase de vapor (VP, *vapour phase*) implementada na unidade de transformadores de potência da Efacec. As instalações de VP para os TRF do tipo *Shell* e do tipo *Core* são distintas, apesar de ambas operarem sob os mesmos princípios de funcionamento.

3.1. Descrição da Instalação

Os diagramas do processo de secagem por VP dos transformadores do tipo *Core* e do tipo *Shell* apresentam-se na Figura 3 e Figura 4, respetivamente. As imagens apresentadas encontram-se detalhadas (legendadas) no Anexo 1.

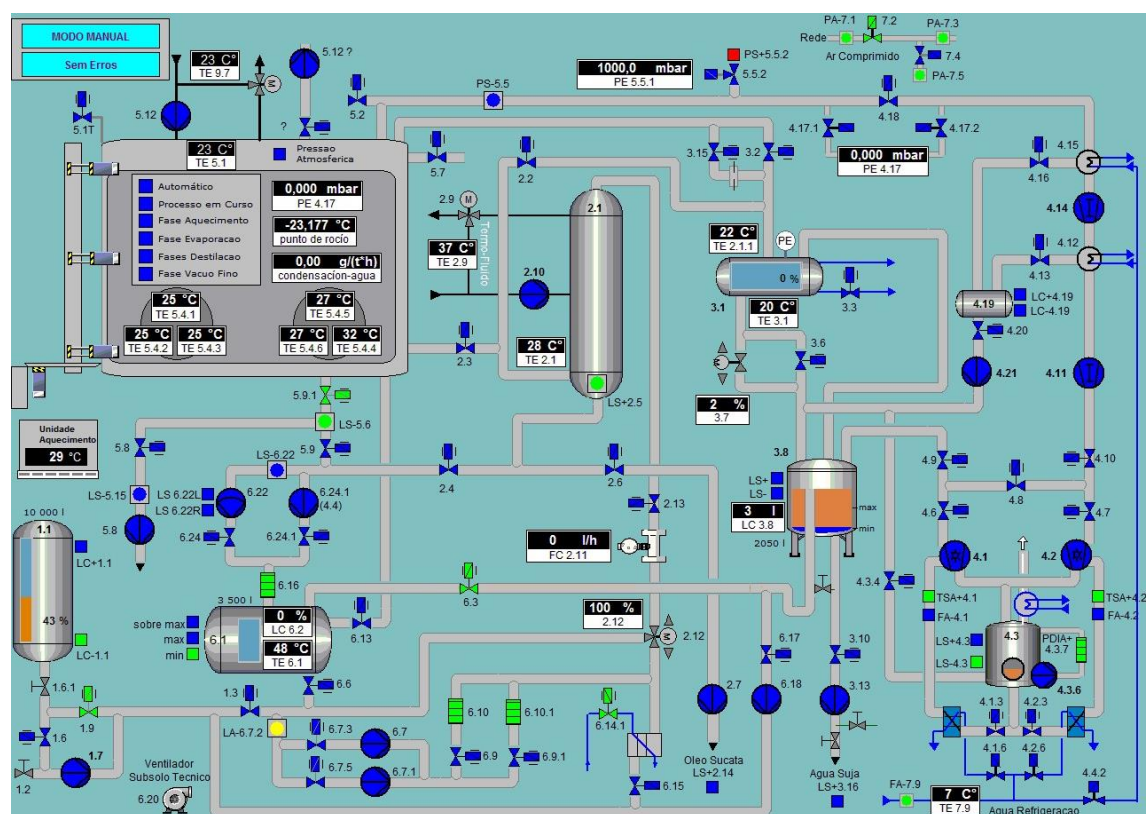


Figura 3 - Diagrama do processo VP Core.

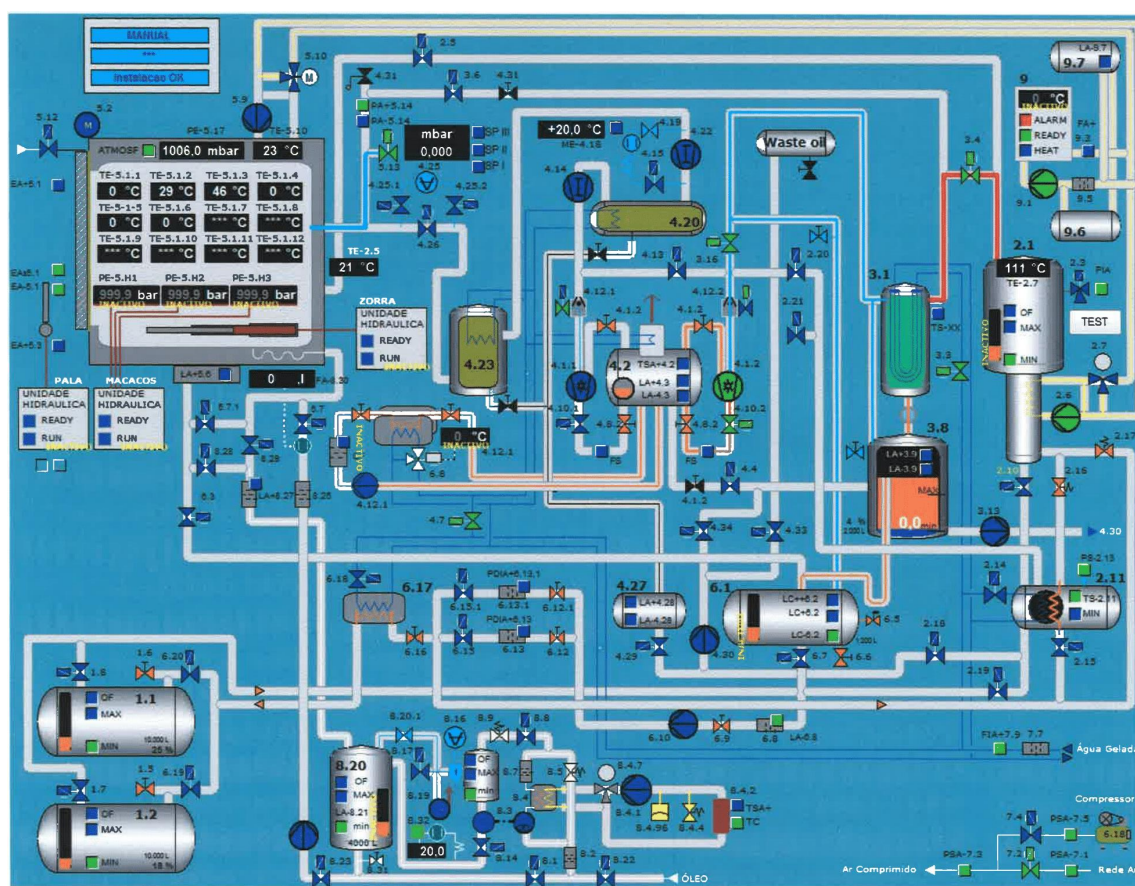


Figura 4 - Diagrama do processo VP Shell.

A planta da instalação do VP (seja do tipo *Core* ou do tipo *Shell*) está dividida em subunidades:

- Unidade de armazenamento de querosene;
- Unidade do evaporador de querosene;
- Unidade de condensação;
- Grupo de bombas de vácuo;
- Autoclave;
- Unidade de recolha de querosene condensado e alimentação à unidade;
- Unidade de arrefecimento de água e monitorização de ar comprimido;
- Unidade de controlo elétrico;
- Unidade de aquecimento do óleo térmico.

As principais diferenças entre as instalações do tipo *Core* e do tipo *Shell* residem na unidade de evaporação (podendo os desenhos do evaporador ser consultados no Anexo 2, e a existência de uma unidade hidráulica, na instalação VP *Shell* para impregnação a óleo.

Dado que as duas instalações de secagem por VP (*Core* e *Shell*) são semelhantes, a modelização dos processos que ocorrem em cada uma das instalações será também semelhante. Por isto optou-se, no âmbito do presente trabalho, focar a modelização no processo de secagem por VP dos TRF do tipo *Core*.

A instalação *VP Core* é mais recente que a *Shell* e a fase de recuperação de querosene está integrada no processo de secagem.

Na Figura 5 apresenta-se um diagrama do processo simplificado, em que as linhas a amarelo representam o circuito de querosene, a castanho, o circuito do óleo e a azul, o circuito do vapor. No Anexo 1 expõem-se o diagrama de processo completo.

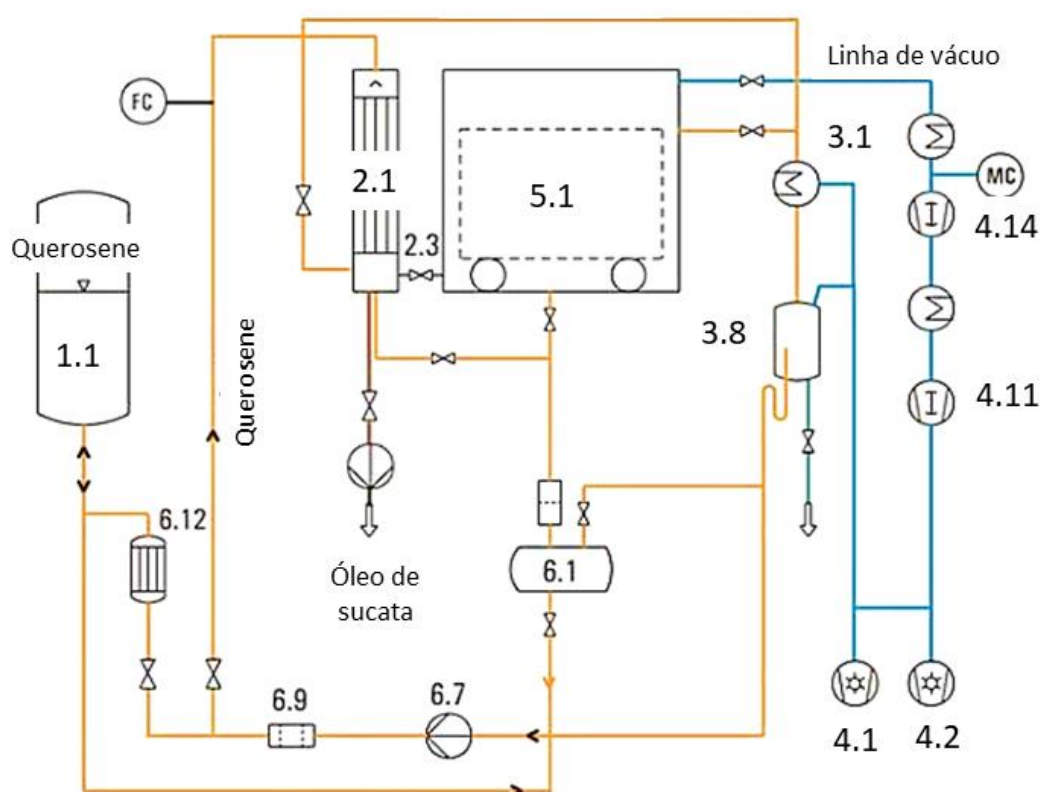


Figura 5 - Diagrama do processo simplificado da instalação VP.

3.2. Descrição dos Principais Equipamentos do VP Core

A Figura 5 apresenta um esquema simplificado das unidades principais que serve de guia para a apresentação das unidades que se descrevem nos subcapítulos seguintes.

3.2.1. Depósito - Unidade 6.1

O depósito 6.1 é a unidade de armazenamento do querosene que vai condensando ao longo do processo, e simultaneamente é esta unidade que fornece a unidade 2.1, daí a sua relevância no processo. As condições de pressão, temperatura e composição no depósito irão influenciar o processo, na medida em que é dele que sai a corrente que alimenta o evaporador.

Durante as primeiras fases de aquecimento existe remoção de óleo impregnado nos isolantes sólidos do TRF. Assim, inicialmente, a mistura presente no depósito estará menos contaminada. À medida que o processo de secagem decorre existe uma variação da composição da mistura no depósito (a concentração de óleo vai aumentando). Por outro lado, a temperatura e a pressão da mistura vão aumentado como resultado do vapor condensado no interior da autoclave.

3.2.2. Evaporador - Unidade 2.1

A unidade 2.1 consiste num permutador de carcaça e tubos do tipo evaporador de filme descendente, que permite o aquecimento da mistura presente no depósito 6.1 pela circulação, na sua carcaça, de um termofluido. De forma a controlar o calor fornecido pelo termofluido à mistura, a temperatura do termofluido é medida e o caudal varia de forma automática para garantir um fluxo de calor constante.

O termofluido é aquecido por uma unidade de aquecimento com resistências elétricas. Assim, esta unidade consegue aquecer o querosene que circula nos tubos do topo para a base em contracorrente com o termofluido.

Na base da unidade 2.1 existe uma ligação à autoclave, por onde sai o vapor, e na base fica depositado o líquido que não foi evaporado (HEDRICH, 2007).

O evaporador tem uma potência aproximada de 300 kW. Permite, além da vaporização do querosene, a separação da mistura querosene/óleo (na fase de destilação), quando as condições permitem a sua separação (HEDRICH, 2007).

No Anexo 2 encontra-se o desenho do evaporador equivalente ao presente na Efacec. Releva-se que o evaporador não é da mesma dimensão do da Efacec, serve apenas para efeitos representativos. As principais dimensões do equipamento foram obtidas através de medições no local. As características da unidade 2.1 são apresentadas na Tabela 1.

Tabela 1 - Características da unidade 2.1.

Diâmetro do evaporador / mm	565
Altura do evaporador / mm	6 424
Altura até ao tubo / mm	1 340
Número de tubos	135
Conformação dos tubos	Triangular
Comprimento dos tubos / mm	5 242
Diâmetro dos tubos / mm	33,7
Espaçamento de pratos / mm	132
Comprimentos de anteparos / mm	339
Volume da carcaça / dm ³	950
Volume de tubos/ dm ³	750

3.2.3. Condensador - Unidade 3.1

A unidade 3.1 consiste também num permutador de carcaça e tubos, que usa como fluído de arrefecimento água fria, proveniente de uma unidade de refrigeração (*chiller*). Este permutador tem uma potência de arrefecimento de cerca de 350 kW. A Tabela 2 evidencia algumas propriedades do equipamento.

O condensador tem como objetivo condensar o querosene e o vapor de água proveniente da autoclave ao longo do ciclo de aquecimento (HEDRICH, 2007).

Tabela 2 - Características da unidade 3.1.

Altura do 3.1 / mm	2 259
Diâmetro 3.1 / mm	494,1
Volume de tubo / dm ³	75
Volume da carcaça / dm ³	325

3.2.4. Decantador - Unidade 3.8

A unidade 3.8 permite separar a água do querosene, por decantação. Esta unidade tem incorporado um sensor que mede o nível de água e determina o momento da descarga, sendo também equipado por janelas de inspeção nesses pontos (HEDRICH, 2007). As principais dimensões são apresentadas na Tabela 3.

Tabela 3 - Características da unidade 3.8.

Volume de decantador / dm ³	2 050
Diâmetro externo / mm	1 573
Altura / mm	1 689
Altura do nível mínimo de água / mm	524
Altura do nível máximo de água / mm	700
Altura do nível máximo de querosene / mm	1136

3.2.5. Grupo de vácuo

O sistema de vácuo para a remoção de gases da autoclave é composto por duas unidades em série de bombas *Roots*, de diferentes capacidades. Estas duas bombas *Roots* estão em série com duas bombas de anel líquido, iguais, e em paralelo. O sistema de vácuo contém, também, condensadores iniciais, intermediários e de escape para o querosene e vapor de água condensado (depósitos visíveis no diagrama de processo representado na Figura 3) (HEDRICH, 2007).

Bombas de anel líquido

As bombas de anel líquido são bombas rotativas de deslocamento positivo. São compostas por um rotor com pás ligadas a um eixo montado excentricamente em relação à câmara de bombeamento. Após a entrada de ar na admissão da bomba, o rotor gira até à zona de descarga. Na câmara da bomba existe um líquido - o líquido de selagem - que preenche cerca de metade do seu volume. Quando o rotor gira excentricamente, o gás entre as pás é condicionado pelo volume ocupado pelo líquido. À medida que o rotor gira, volta a haver um aumento do volume entre duas pás consecutivas levando a uma diminuição da pressão na zona de descarga (Omel.com.br, 2018.).

As bombas de anel líquido, unidades 4.1 e 4.2, têm uma capacidade de $425 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ e o seu líquido de funcionamento é o querosene em circuito fechado (HEDRICH, 2007).

Bombas *Roots*

As bombas *Roots* são bombas de deslocamento positivo com lóbulos que operam com dois rotores lobulares montados em eixos paralelos e girando em direções opostas. Os rotores permitem comprimir o gás entre a entrada e saída (O'Hanlon, 2003). Inicialmente, o volume do gás não muda com o movimento relativo dos pistões. O gás é comprimido pelo arrefecimento à entrada, segue a rotação do pistão, movimento que vai fazer o gás deslocar-se até à zona de descarga (Pfeiffer Vacuum, 2018.).

A instalação é composta por duas bombas *Roots* de diferentes capacidades $2\,000 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ e $10\,000 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. A Tabela 4 resume as principais características dos equipamentos, com base nas suas especificações existentes no equipamento.

*Tabela 4 - Características das bombas *Roots*.*

Equipamento	4.11	4.14
Potência / (kW)	5,5	22
Capacidade / ($\text{m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$)	2 000	10 000

3.2.6. Autoclave - Unidade 5.1

A autoclave consiste numa câmara com um volume de 120 m³ em chapa de aço soldada. As paredes e a parte superior são aquecidas pelo termofluido que circula em canais em forma de U na parte exterior da camara.

A autoclave contém pontos de medição de temperatura e janelas de inspeção pelas quais se pode seguir o processo de secagem.

3.3. Descrição do Processo de Secagem por VP Core

O VP segue uma sequência de etapas que são definidas de acordo com as características do TRF a secar, designadamente, a potência, a tensão máxima nominal e a massa de isolantes. A duração das etapas e o número de ciclos encontram-se disponíveis nas instruções operacionais da Efacec, que resultam da experiência e procedimentos empíricos.

O processo pode ser esquematizado por um diagrama que é visível na Figura 6 que resume as etapas do processo.

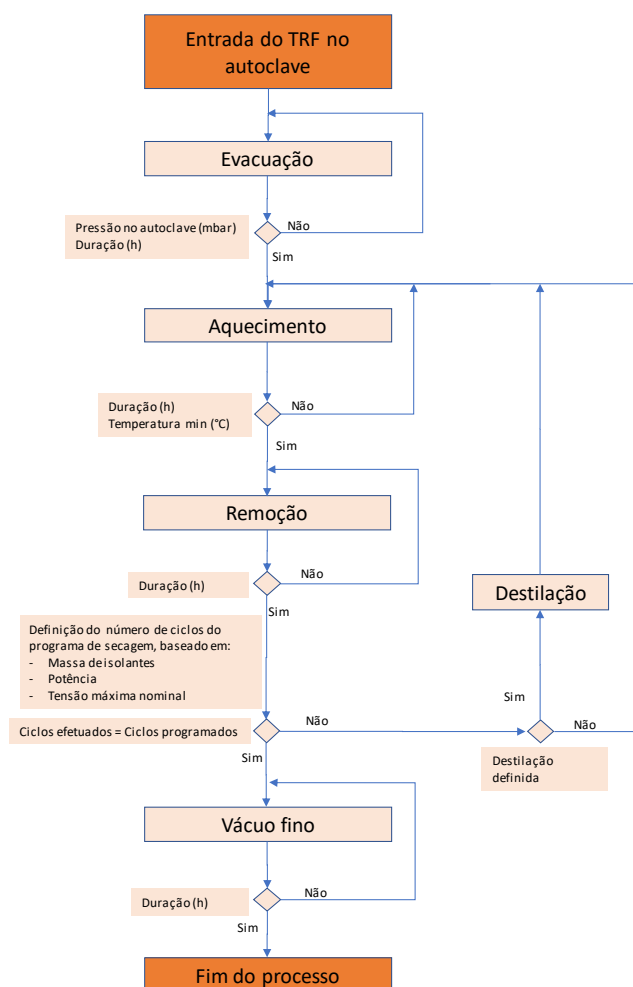


Figura 6 - Esquema das etapas do processo VP Core.

O processo de VP *Core* inicia-se com a entrada do TRF na autoclave (Figura 7) e a ligação de sensores (TE 5.4.1., TE 5.4.2., TE 5.4.3., TE 5.4.4., TE 5.4.5., TE 5.4.6.) para medição da temperatura em diferentes zonas da parte ativa (no núcleo magnético, com numeração par, e nos isolantes, com numeração ímpar), sendo que os três primeiros sensores se encontram de um lado da autoclave e os restantes do outro.



Figura 7 - Parte ativa da instalação experimental SmarTHER CORE TF na autoclave para secagem por fase de vapor (Vapour Phase).

3.3.1. Fase de Evacuação

A primeira etapa do processo é a fase de evacuação, onde ocorre a redução da pressão interna na autoclave, recorrendo ao grupo de vácuo, a partir da pressão atmosférica até uma pressão que ronda os 10 mbar (Efaced, 2013).

As bombas de anel líquido, 4.1 e 4.2 iniciam o seu funcionamento em paralelo. Quando a pressão estiver abaixo de 100 mbar ativa-se a bomba *Roots* 4.11. Após atingir a pressão abaixo de 11 mbar entra em funcionamento a bomba *Roots* 4.14 (HEDRICH, 2007).

Desta fase resulta, como dados mais relevantes, a variação de pressão ao longo do tempo dado pelo sensor PE.5.5.1.

3.3.2. Fase de Aquecimento

Na fase de aquecimento ocorre a evaporação de querosene na unidade 2.1 (evaporador) e a sua injeção na autoclave, por diferença de pressão. Ao entrar em contacto com as superfícies

de menor temperatura o solvente vai condensar e transmitir energia térmica à parte ativa. A temperatura dos isolantes não deve ultrapassar os 120 °C, de forma a evitar a sua degradação e envelhecimento (Efacec, 2013).

A bomba 6.7 de alimentação de querosene à unidade 2.1 é acionada e o caudal de alimentação é controlado pela válvula motor 2.11. Após o aquecimento o vapor de querosene entra na autoclave. No final, o querosene que não foi evaporado permanece na base da unidade 2.1 sendo removido para o depósito 6.1. O querosene condensado na autoclave é também enviado para a unidade 6.1. O excesso de vapor de querosene da autoclave passa no condensador 3.1 e segue para a unidade 3.8, onde é separado da água extraída. Durante o aquecimento o querosene que sai do tanque de separação 3.8 (decantador) entra no tanque 6. (HEDRICH, 2007).

O ciclo de aquecimento termina quando o tempo programado é atingido (HEDRICH, 2007). Desta fase resulta, como dados mais relevantes, a variação de temperatura ao longo do tempo no interior da autoclave e no TRF.

3.3.3. Fase de Remoção

A cada ciclo de aquecimento segue-se um ciclo de redução intermédia de pressão (RIP) com remoção de calor, em que a injeção de querosene é interrompida e o mesmo é removido do interior da autoclave no estado líquido, pelo fundo da autoclave, ou na forma de vapor, através do condensador. Durante todo o processo, a autoclave opera a baixa pressão de forma a promover a saída de água dos isolantes (Efacec, 2013).

A bomba de vácuo 4.1 (Figura 3) continua em funcionamento e inicia-se o funcionamento da bomba 4.2. Esta combinação de equipamentos faz com que o querosene e o vapor de água sejam extraídos da autoclave para o condensador (HEDRICH, 2007).

A fase de evaporação termina quando é atingida a pressão mínima programada medida na sonda P.E 5.5.1 e o tempo previsto tenha decorrido (HEDRICH, 2007).

3.3.4. Fase de Destilação

A destilação ocorre tipicamente nos primeiros blocos de aquecimento e remoção. Nesta fase, o querosene é evaporado na unidade 2.1, uma vez que o óleo possui uma pressão de vapor mais baixa e mantém-se no estado líquido, sendo depois reencaminhado para outro recipiente (Efacec, 2013).

O querosene evapora e é extraído para o condensador e, posteriormente, para o tanque de separação 3.8. O decantador 3.8 é cheio com querosene condensado e depois é recuperado para unidade 1.1. O óleo da mistura querosene/óleo que não evapora é recolhido pela parte inferior do evaporador e direcionado para o tanque de sucata de óleo (HEDRICH, 2007).

A destilação termina quando o tempo de destilação for atingido ou o depósito 6.1 esvaziar (HEDRICH, 2007).

3.3.5. Fase de Vácuo Fino

Finalizado o processo de RIP, recorrendo aos grupos de vácuo, reduz-se o valor da pressão de forma a criar a maior diferença de pressão entre o interior dos isolantes e o volume envolvente no interior da autoclave que potencia a saída de água do seio dos isolantes (Efacec, 2013).

As bombas 4.1 e 4.2 continuam em funcionamento. Quando a pressão baixa até 100 mbar, é acionada a bomba *Roots* 4.11. Quando atingida a pressão abaixo de 11 mbar entra em funcionamento a bomba *Roots* 4.14. Quando a pressão atinge um valor inferior a 5 mbar, o sensor PE.4.17 monitoriza a pressão no interior da autoclave (HEDRICH, 2007).

3.3.6. Gráficos de Secagem

Ao longo de cada processo de secagem são recolhidos diversos parâmetros, que serão utilizados ao longo da tese. Na Figura 8 são apresentadas as linhas de tendência de um processo de secagem para água removida, temperatura de querosene, temperatura do TRF (parte ativa) e a pressão no interior da autoclave.

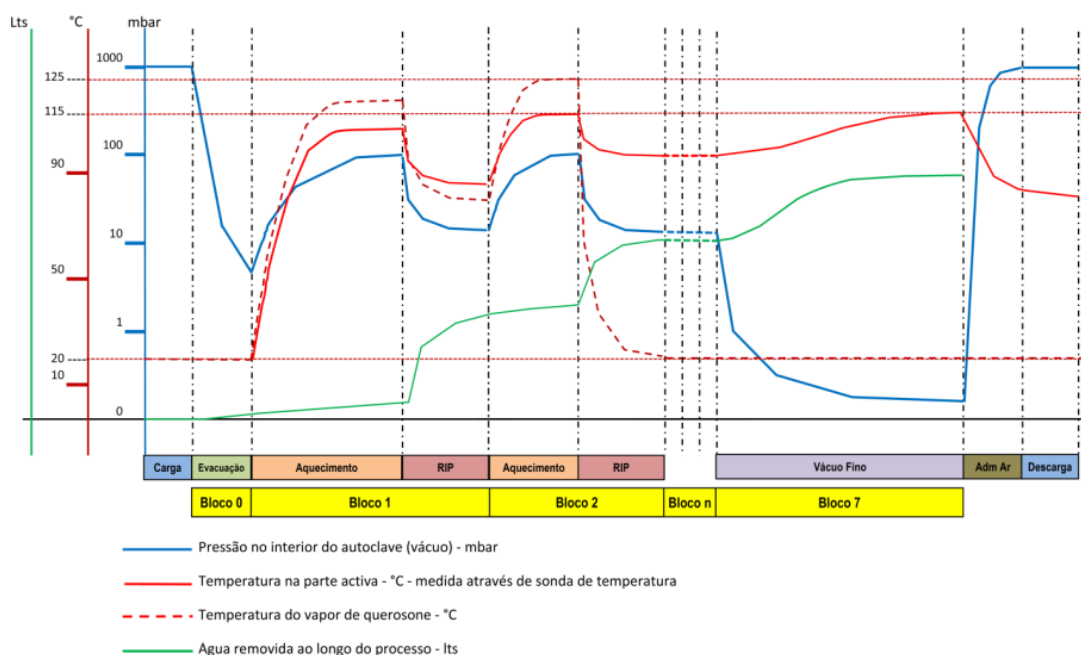


Figura 8 - Representação ilustrativa dos resultados da monitorização do processo de secagem.

Além destes resultados existem ainda um largo conjunto de outros sensores que são monitorizados, mas o acesso é limitado pelo tipo de armazenamento. Entre estes dados encontram-se o medidor de caudal, e de algumas válvulas importantes para o seguimento do processo.

No decorrer da tese, escolheram-se 4 processos de secagem para os quais se recolheram dados semelhantes aos da Figura 8 mas com uma lista de parâmetros mais extensa. Estes dados foram tratados de forma a recolher-se informação útil para a modelização das fases do processo.

4. Modelização do Processo de Secagem por Fase de Vapor (*Vapour Phase*)

Nesta secção apresenta-se a descrição da estratégia utilizada para a modelização do processo de secagem, com base na recolha das especificações dos equipamentos e na análise das condições de operação. Apresenta-se, ainda, os pressupostos e os resultados da modelização do processo de secagem por VP.

4.1. Estratégias de Modelização

A estratégia de modelização definida considera as várias fases do processo de secagem, sendo definidos objetivos específicos em cada etapa do processo (Tabela 5).

Tabela 5 - Objetivos específicos de cada fase do processo VP.

Fase do processo	Objetivo específico
Evacuação	Minimizar o tempo de evacuação da autoclave
Aquecimento	Maximizar a quantidade de água extraída, minimizar os efeitos do envelhecimento dos isolantes
Remoção	Diminuição da pressão com remoção de calor do interior da autoclave
Destilação	Minimizar a contaminação do querosene reutilizado, minimizando a perdas de querosene para sucata (contaminado)
Vácuo fino	Minimizar o tempo de evacuação da autoclave, maximizando a quantidade de água extraída

Neste trabalho, focou-se as etapas que influenciam mais significativamente a extração de água dos materiais isolantes, designadamente, fase de aquecimento do TRF e a fase de evacuação e vácuo fino. Paralelamente, foi estudada a fase de destilação já que é um processo de elevada importância para o eficiente reaproveitamento do querosene (garantindo a pureza do solvente) e eficiência e sustentabilidade do processo.

O processo de secagem decorre por fases. Não pode, portanto, ser modelizado como um processo contínuo na sua globalidade. No entanto, pode considerar-se que algumas fases se processam em regime contínuo durante o período da sua execução, dado que as condições de operação se mantêm constantes durante todo o período da fase. É o caso das fases de aquecimento e destilação. Por outro lado, há fases em que as condições de operação variam ao longo do tempo. É o caso das fases de evacuação e vácuo fino.

Na modelização da **fase de aquecimento e da destilação** recorreu-se à ferramenta *Aspen Plus*, com intuito de perceber o comportamento das espécies no sistema, quantificando e monitorizando propriedades que não são seguidas na instalação.

O pacote *Aspen* é um conjunto de aplicações informáticas de simulação de processos que permite considerar o desenho do layout do sistema, incluindo o fluxograma, os componentes químicos e as condições de funcionamento. Seleccionando os modelos termodinâmicos apropriados, são usados modelos matemáticos para prever o desempenho do processo, valendo-se de uma extensa base de parâmetros regressivos. A *Aspen* possui uma variedade de pacotes para diferentes simulações, entre os quais *Aspen Plus*. A ferramenta *Aspen Plus* é um simulador de estado estacionário, que permite a criação de modelos de processo, especificando o fluxograma, os componentes químicos e as condições de operação.

No caso da modelização das fases de **evacuação e vácuo fino**, visto que não podem ser modelizadas em regime contínuo (e, portanto, não se pode utilizar a mesma ferramenta que no caso do aquecimento e destilação), recorreu-se a balanços mássicos para modelizar estas fases.

4.2. Fase de Aquecimento

No processo de secagem o objetivo global é, como o nome indica, extrair água. Quanto maior a quantidade de querosene evaporado, maior será a disponibilidade de energia térmica para a extração de água dos materiais isolantes. No entanto, quando se recorre a uma temperatura demasiado elevada poderá haver degradação dos isolantes. Assim, é necessário um compromisso entre as variáveis (disponibilidade de energia térmica e temperatura suficientemente baixa para que não haja degradação).

Com o objetivo de maximizar a água extraída do TRF (por condensação de querosene) foi estudada a influência da variação da composição do depósito 6.1 e consequentemente, da corrente de entrada no evaporador (unidade 2.1).

4.2.1. Diagrama do Processo em *Aspen Plus*

O fluxograma construído para reproduzir a instalação de VP (*Figura 9*) foca os elementos principais para a fase de aquecimento e destilação.

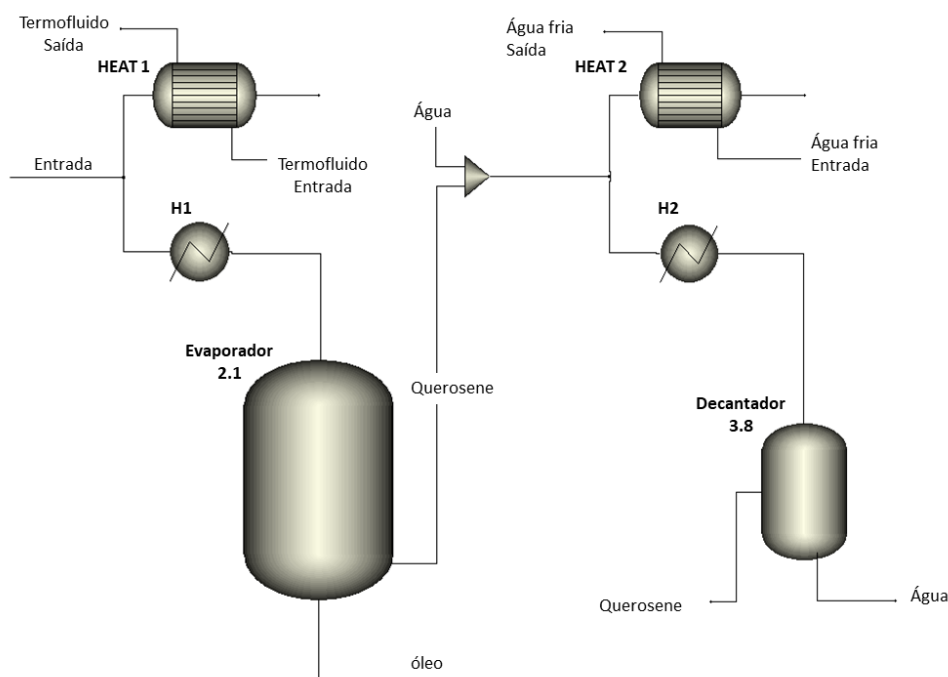


Figura 9 - Esquema do processo na ferramenta Aspen Plus.

A Tabela 6 indica a designação e a categoria dos blocos na simulação em *Aspen Plus* relacionando com o equipamento da instalação de VP.

Tabela 6 - Módulos de simulação.

Unidade do VP	Designação do bloco em <i>Aspen Plus</i>	Categoria do bloco em <i>Aspen Plus</i>	Informações extraídas do bloco
2.1	Evaporador 2.1	Flash	Composição das correntes
	H1	Heater	Energia térmica fornecida
	HEAT1	HeatX	Energia térmica fornecida
3.1	H2	Heater	Dimensionamento do permutador
	HEAT2	HeatX	Energia térmica fornecida
3.8	Decantador 3.8	Decanter	Dimensionamento do permutador
			Pureza da corrente de reciclo

Os elementos H1, HEAT1 e HEAT2, são elementos adicionais à simulação dos permutadores na instalação, sendo apenas usados para cálculos complementares de calor (H1) e dimensionamento do equipamento (no caso do HEAT1 e HEAT2).

4.2.2. Caracterização da Alimentação

Em primeiro lugar, foi realizada uma caracterização da alimentação, visto que esta influencia a eficiência do evaporador. Na definição da alimentação foram usados pseudo-componentes.

Para a definição dos componentes químicos teve-se por base a curva de destilação fornecida pelos atuais fornecedores do querosene (Drogas Vigo, S.L.) e do óleo do transformador (Nynas) criando pseudo-componentes que simulam o comportamento das misturas.

Tabela 7 - ASTM D86 do querosene. Retirado da folha de especificações do fornecedor.

Fração volumétrica recuperada / %	Temperatura de ebulição / °C
2	183,3
10	186,9
50	193,1
90	206,9
98	238,6

Tabela 8 - ASTM D86 do óleo do TRF. Fonte: Fornecedor de óleo do TRF.

Fração volumétrica recuperada / %	Temperatura de ebulição / °C
5	296
30	305
50	320
85	355
98	375

O pacote termodinâmico foi selecionado com base na especificação do tipo de componentes, tipo de mistura de hidrocarbonetos e as condições do sistema. Para um sistema de hidrocarbonetos que contém pseudo-componentes ou ensaios de petróleo em condições de vácuo deve ser usado o BK10. Caracteriza-se por ser um método que usa as correlações do modelo *Braun K-10* que é estritamente aplicado para hidrocarbonetos pesados a baixas pressões, sendo neste caso apropriado ao estudo das condições de operação da instalação de VP.

Os pseudo-componentes podem ser gerados com propriedades em separado ou como um conjunto. De forma a perceber se estas duas metodologias têm influência no resultado, ambas foram testadas: no caso 1, foram gerados pseudo-componentes com propriedades separadas, enquanto no caso 2 considerou-se uma corrente com o conjunto de pseudo-componentes que representam o querosene e o óleo com base no caso 1.

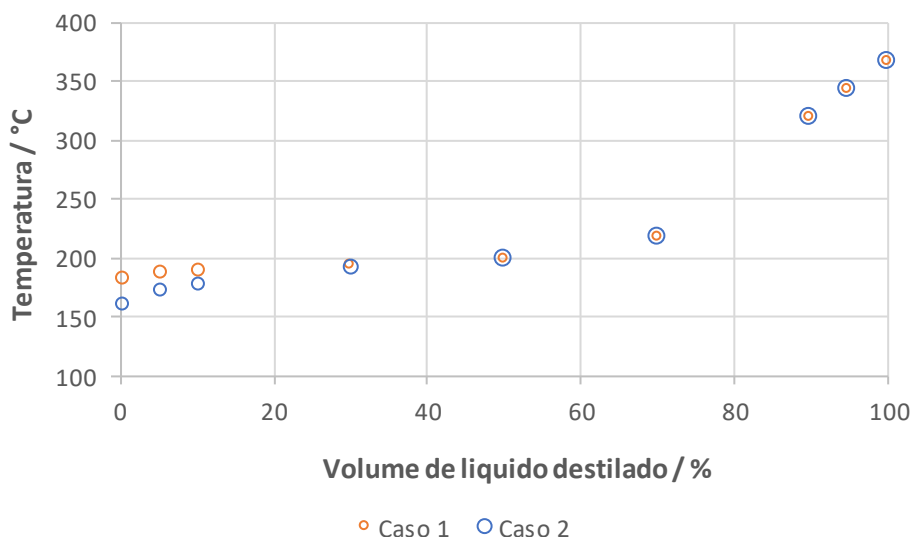


Figura 10 - Curva de destilação ASTM D86.

Com base na Figura 10 conclui-se que não existem diferenças significativas nos resultados obtidos com os dois métodos de implementação da alimentação. A principal diferença reside na fase inicial, em que as propriedades do querosene são influenciadas pela mistura com o óleo baixando a temperatura à qual o líquido evapora. Visto que, na instalação estes componentes se encontram misturados, devido ao arrastamento do óleo pelo querosene, a alimentação foi implementada considerando o método em que o óleo e o querosene se encontram em mistura (caso 2) por esta representação estar mais próxima da situação real, apesar da independência dos resultados.

Pela análise da Figura 10, verifica-se, ainda que a separação da mistura entre as frações intermédias será de separação difícil. Na zona intermédia da mistura estão as frações mais voláteis de querosene e as frações mais voláteis de óleo e como é visível na figura para a mesma temperatura existem grandes variações de líquido destilado.

4.2.3. Dimensionamento do Evaporador

Para avaliar a capacidade de aquecimento do evaporador (unidade 2.1) foi considerada uma variação constante de temperatura do termofluido. Definiu-se ainda que a capacidade de aquecimento do evaporador seria 270 kW. Foi pressuposto que todas as simulações se iniciaram à temperatura de 20 °C para o aquecimento inicial. Posteriormente fez-se variar a composição de entrada entre três ensaios com base na composição mínima, típica e máxima de óleo no querosene (Tabela 9). Estas composições foram determinadas, pelo Laboratório de Química da Efaced para verificar o estado do querosene da instalação Core.

Tabela 9 - Variação da composição da corrente de entrada para cada simulação.

Simulação	Fração volúmica de querosene / %	Fração volúmica de óleo / %
1	98	2
2	87	13
3	82	18

Com o intuito de especificar o evaporador, usou-se a ferramenta *Aspen Exchanger Design and Rating (EDR)*, que com base nos dados recolhidos pelo *Heat1* permite o projeto do permutador. Os dados de entrada nesta ferramenta correspondem aos dados obtidos com o *Aspen Plus*. O coeficiente de transferência de calor (U) foi obtido com *EDR* (Tabela 10).

Assim, considerou-se que a potência fornecida na instalação era de 270 kW e o termofluido tinha uma variação de temperatura de 10 °C e um caudal de 48 622 kg·h⁻¹. Os resultados obtidos no *Aspen Plus* foram utilizados como dados de entrada no *EDR*. Constatou-se que, a validação do permutador foi conseguida, uma vez que as especificações obtidas eram similares ao especificado pelo fornecedor do evaporador (como o diâmetro, comprimento e número de tubos, diâmetro da *Shell*). Na Tabela 10, apresentam-se o valor obtido do coeficiente de transferência de calor para a simulação 1 (fração volúmica de querosene a 98 %). No Anexo 3 está disponível a folha de especificações do evaporador dimensionado no *EDR*.

Tabela 10 - Coeficiente de transferência de calor obtido no *EDR* no dimensionamento do permutador.

Simulação	$U / \text{W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$
1	335,6

Com base nas referências bibliográficas, verifica-se que os valores típicos para querosene a circular em tubos e termofluido na caraça é entre 113 a 341 W·m⁻²·K⁻¹ (Perry & Green, 1997) verificando-se que se encontra dentro da gama de trabalho.

Posteriormente, foram efetuadas simulações em *Aspen Plus* de forma a perceber a influência da variação da composição da corrente de entrada nos resultados obtidos (tais como fração vaporizada e temperatura da corrente de saída do evaporador).

Tabela 11 - Resultados do *Aspen Plus* para o projeto do permutador relativos às simulações.

Simulação	$\dot{m}_{\text{entrada}} / \text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$	$T_{\text{saída do evaporador (2.1)}} / ^\circ \text{C}$	$\dot{m}_{\text{vapor}} / \text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$	$\dot{m}_{\text{líquido}} / \text{kg} \cdot \text{h}^{-1}$	Fração de corrente de entrada vaporizada / %
1	2854	78	1998	856	70
2	2876	84	1889	987	66
3	2886	88	1829	1057	63

Salienta-se ainda que, quando a corrente de entrada está mais contaminada com óleo, a fração evaporada é menor (Simulação 3, Tabela 10 e Tabela 11). Isto significa que a quantidade de vapor disponível para aquecer o TRF é menor. Por outro lado, este vapor está a uma temperatura superior, o que resulta num maior gradiente de temperatura relativamente à superfície fria do TRF, potenciando a transferência de calor.

Na Tabela 12 é apresentada, para cada uma das simulações, o calor fornecido pela corrente de vapor quando condensa na sua totalidade. Embora na simulação 1 o querosene não fosse puro, considerou-se que esta era a corrente vaporizada com a máxima capacidade de fornecer calor. Desta forma, calculou-se, para cada simulação, a perda de capacidade relativamente a mistura da simulação 1. De uma forma simplificada, quanto mais energia térmica o vapor tiver retido, potencialmente mais energia poderá fornecer aos isolantes, ao condensar.

Tabela 12 - Potência fornecida pela condensação da corrente de vapor durante a fase de aquecimento.

Simulação	Potência fornecida / kW	Perda de capacidade de fornecer calor / %
1	195	0
2	190	2,7
3	187	4,3

Para contaminações de querosene superiores, a potência fornecida pela corrente vapor diminui, como é visível na Tabela 12, podendo no pior do caso representar uma perda de 4 %. Esta perda influenciará a eficiência do processo de secagem, pois a mistura tem menos energia para fornecer ao TRF. Assim, para a mesma potência fornecida pelo evaporador, uma corrente de vapor com temperatura mais elevada à saída do evaporador pode não corresponder a uma corrente com mais energia térmica a ser potencialmente fornecida aos isolantes. Pela Tabela 12 observa-se que a condensação da corrente da simulação 1 tem maior capacidade de fornecer calor ao TRF.

4.3. Fase de Destilação

Com o objetivo de minimizar a contaminação do querosene reutilizado, minimizando assim as perdas de querosene para sucata (contaminado) fez-se um estudo para analisar a variação dos parâmetros de pressão e temperatura no interior da unidade 2.1, na variação da composição das correntes de líquido e vapor.

4.3.1. Análise da Qualidade de Separação com Variação de Parâmetros de Pressão e Temperatura

Na fase de destilação pretende-se purificar a mistura presente no depósito 6.1, no evaporador. Nesta fase, procedeu-se à simulação em *Aspen Plus*, de acordo com *Figura 9*. Na Tabela 13 são apresentadas as condições da corrente de entrada que se mantiveram constantes ao longo das simulações.

Tabela 13 - Condições considerados para a corrente de entrada na fase de destilação.

$Q_{\text{entrada}} / \text{dm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$	$T_{\text{entrada}} / ^\circ\text{C}$	Fração volúmica de querosene / %	Fração volúmica de óleo / %	Fração de vapor na corrente de entrada / %
1 500	95	87	13	0

Com o intuito de avaliar a qualidade de separação em função da pressão e temperatura, fizeram-se variar as condições impostas ao evaporador. Na Tabela 14 expõem-se as condições consideradas em cada simulação para o evaporador.

Tabela 14 - Condições usadas para o evaporador, em cada simulação, para a fase de destilação em Aspen Plus.

Simulação	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
$P_{2,1} / \text{mbar}$	15				20				40			
$T_{2,1} / ^\circ\text{C}$	95	100	110	120	95	100	110	120	95	100	110	120

Os resultados apresentados nas figuras seguintes permitem comparar a potência fornecida pelo evaporador (*Figura 11*) e a qualidade de separação da mistura (*Figura 12* e *Figura 13*).

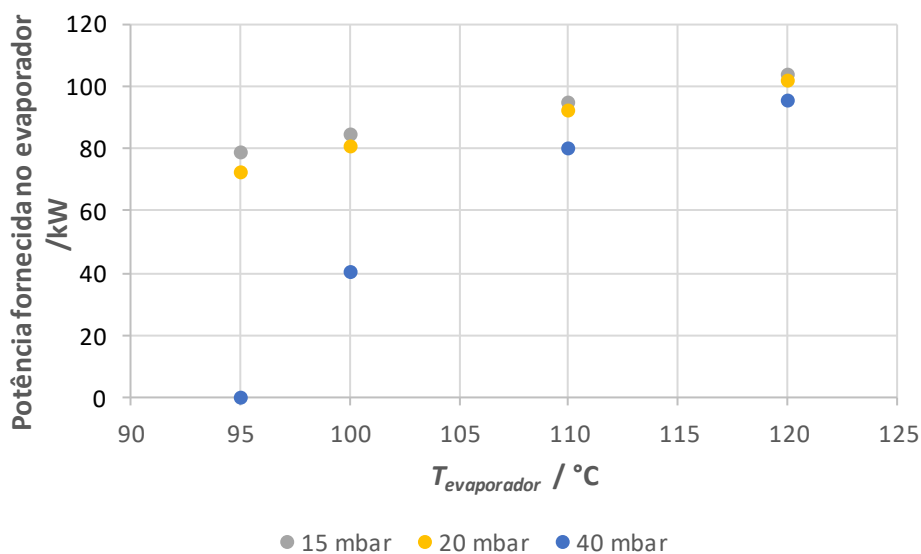


Figura 11 - Variação da potência fornecida pelo evaporador para cada simulação.

Pela análise da Figura 11 pode-se concluir que, para uma temperatura da corrente de entrada constante, o calor fornecido é tanto maior quanto menor for a pressão. Isto deve-se ao facto de as moléculas estarem mais distantes entre si e ser necessário mais energia para haver a mudança de estado. Por outro lado, para a mesma pressão, o calor fornecido será tanto maior quanto maior for a temperatura do evaporador uma vez que a corrente de entrada se encontra a 95 °C e, portanto, é necessário superar uma maior diferença de temperatura.

Na Figura 12 apresentam-se os resultados obtidos para as simulações, à exceção da simulação 9 na qual não resultou nenhum vapor. Os valores obtidos resultam da fração de óleo que vai contaminar a corrente de vapor, onde era desejado obter querosene puro.

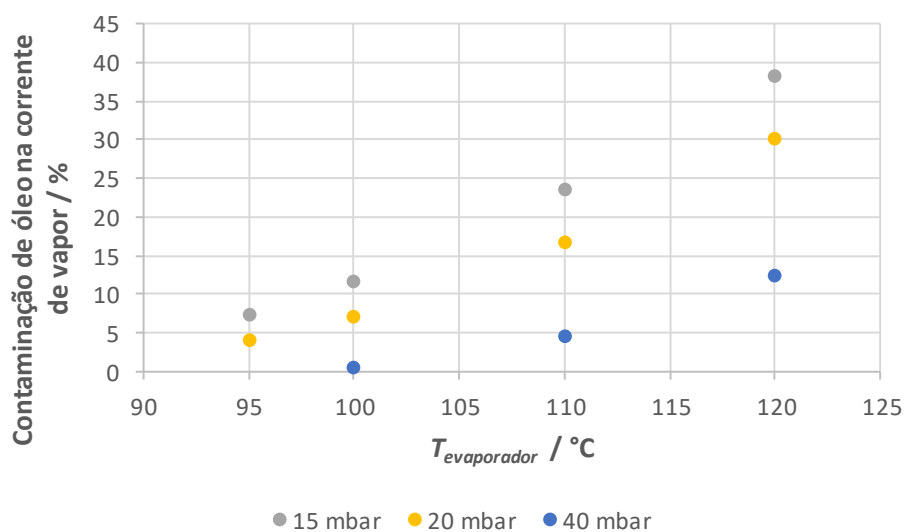


Figura 12 - Fração de óleo na corrente de querosene em relação à quantidade de óleo existente na corrente de entrada.

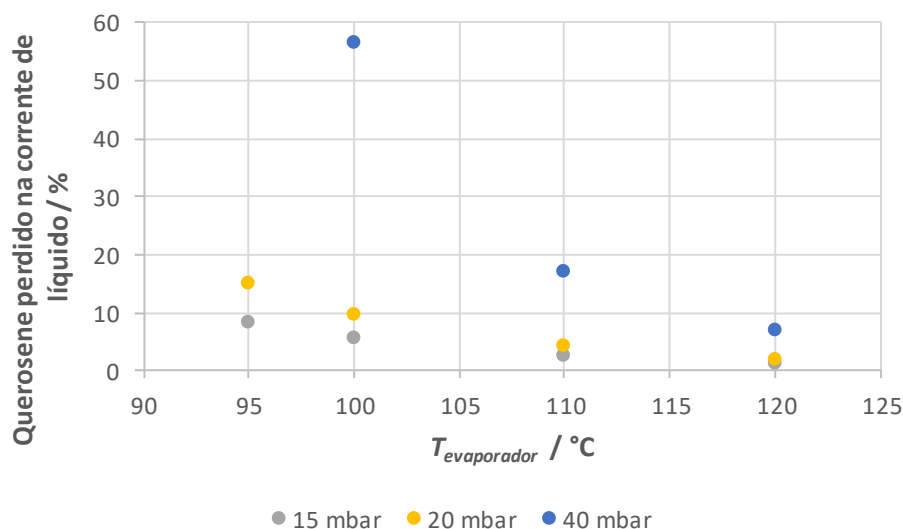


Figura 13 - Fração de querosene na corrente de líquido em relação à quantidade de querosene existente na corrente de entrada.

Na Figura 12 observa-se que, mantendo a pressão constante, para menores temperaturas, a quantidade de óleo que vai contaminar o querosene é menor. No entanto, a quantidade de querosene que fica na corrente de líquido é maior (*Figura 13*). As condições de operação do equipamento devem ter em atenção esse compromisso, sendo o mínimo dos dois valores o ponto ótimo.

Para analisar melhor esse compromisso foi atribuído um custo às perdas de querosene e à contaminação da corrente de topo com óleo. O custo das perdas foi determinado com base no preço do querosene e na quantidade de querosene perdida. Por sua vez, o custo de contaminação da corrente de querosene que serve de reciclo não pode contemplar apenas as perdas de óleo, pois o maior prejuízo para o processo consiste na perda de eficiência na fase de aquecimento - tendo mais óleo, a mistura tem menos capacidade de reter calor e, portanto, poderá transmitir menor quantidade de calor para os isolantes. Esta análise não foi aprofundada no âmbito deste estudo, devido ao tempo necessário para desenvolvê-la, mas sugere-se que o seja em trabalho futuro, no sentido de averiguar o real custo de contaminar a corrente de vapor com óleo.

Na Figura 14 são apresentados os custos das perdas de querosene em função da temperatura para diferentes valores de pressão do evaporador.

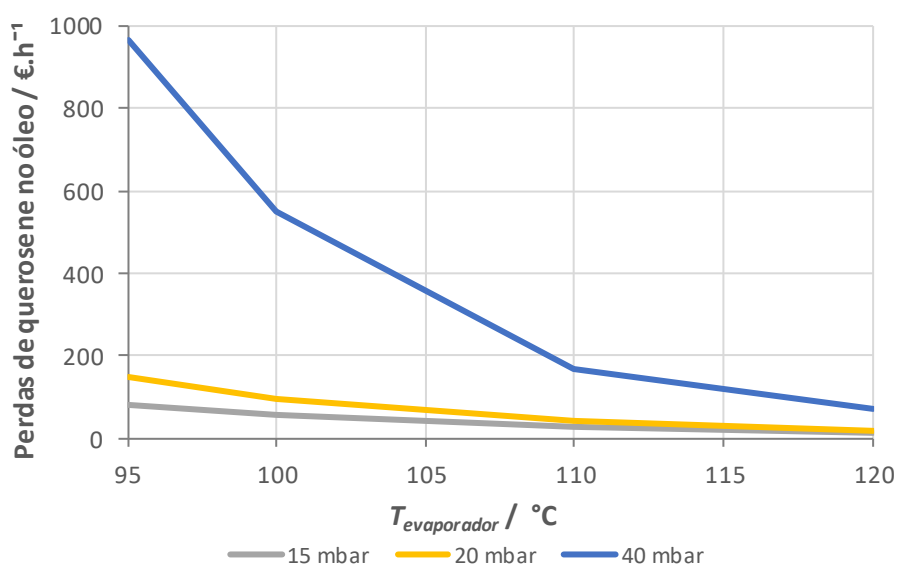


Figura 14 - Custo de perdas de querosene em função da temperatura para diferentes valores de pressão.

Pela análise da Figura 14 percebe-se que, para maiores valores de pressão existem também maiores perdas de querosene. Para uma pressão constante, quanto maior for a temperatura à saída do evaporador, menores serão as perdas de querosene e portanto, menor

será o custo associado a essas perdas. Para se obter o melhor funcionamento da instalação, este custo deve ser minimizado.

Considerando as condições tipicamente usadas na instalação tem-se uma perda na ordem $26 \text{ €} \cdot \text{h}^{-1}$.

Realça-se que, na instalação atual de secagem por VP, não é possível medir a pressão dentro do evaporador, o calor fornecido ou a composição de entrada reais. Sugere-se que, futuramente, a instalação seja dotada de formas de medir alguns destes parâmetros (p.e. composição à entrada). Assim, este modelo/resultados poderão, em primeiro lugar, ser validados e, em segundo lugar, permitirão inferir quais as melhores condições (calor fornecido, pressão) que permitem otimizar a destilação conforme a corrente a ser tratada.

Posteriormente, foram também analisados o condensador e o decantador, sendo que estes resultados são fortemente influenciados pela qualidade de separação das correntes. Salienta-se o facto de ter sido simulada uma corrente específica para a água ligada diretamente ao condensador com um caudal de $20 \text{ dm}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, uma vez que esta deverá ser extraída na forma de vapor na fase de remoção que antecede a destilação. Na Figura 15 é visível a potência fornecida pelo condensador em cada simulação.

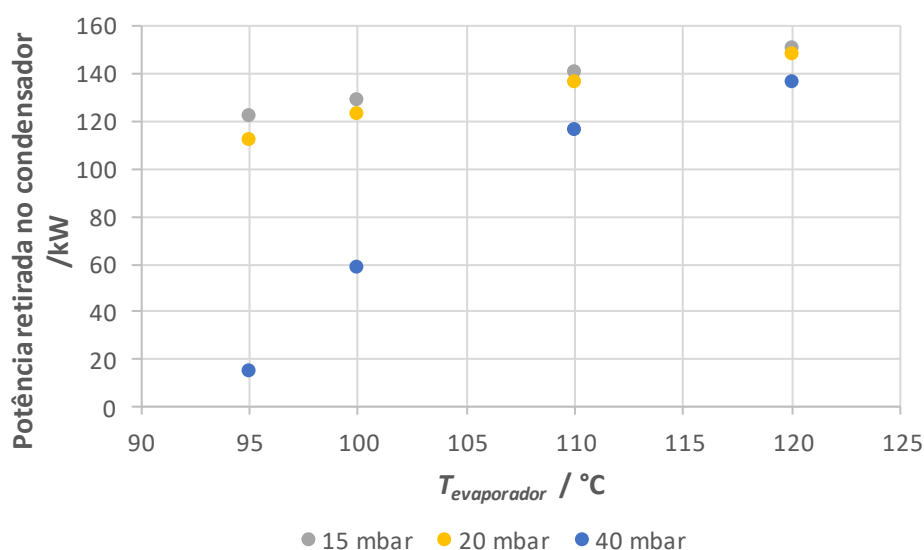


Figura 15 - Potência retirada da corrente de vapor no condensador.

Com base na Figura 15 pode confirmar-se que quanto menor for a temperatura do evaporador menor será a quantidade de calor a ser removida no condensador o que poderá representar um menor consumo de utilidade fria.

Na Tabela 15 são apresentados os valores de pureza de querosene na corrente que sai do decantador e é recuperada para o depósito de armazenamento do querosene, salientando a composição em água.

Tabela 15 - Composição da corrente recuperada no final de cada fase de destilação.

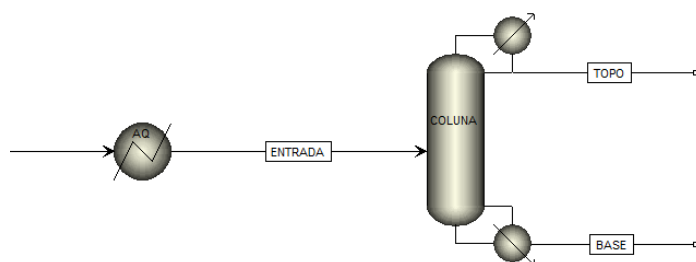
Simulação	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Pureza de Querosene / %	99	98	96	94	99	99	97	95	0	100	99	98
Contaminação com água / ppm	184	175	164	155	204	186	170	160	1×10^6	589	209	1,8

Analisando a Tabela 15 pode-se verificar que a corrente que vai retornar ao depósito 6.1 tem uma pureza superior a 94 %, sendo que existe uma dada quantidade de água que também é reciclada. Porém, esta corrente é maioritariamente contaminada pelo óleo e a sua pureza depende da separação efetuada pelo evaporador.

4.3.2. Substituição da Unidade de Evaporação por uma Coluna de Destilação

As temperaturas e pressão normalmente utilizadas na instalação correspondem à simulação 3 (Tabela 14). Com base nos estudos efetuados pode-se concluir que 23 % ($37 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$) do óleo que entra na instalação sai na corrente de vapor e perde-se cerca de 3 % ($26 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$) de querosene para a corrente de sucata. Se num processo de secagem, o somatório das etapas de destilação é em média 4 h, significa que se perde em média 104 kg de querosene por processo, ou seja, representando um custo de querosene desperdiçado de cerca de 102 €.

Com o intuito de melhorar a separação da mistura do depósito 6.1, foi dimensionada uma coluna de destilação (em substituição do evaporador utilizado atualmente) de forma a verificar se a separação obtida, nas condições utilizadas atualmente, é mais vantajosa do que a existente (evaporador). A Figura 16 representa os módulos que foram usados para o projeto da coluna de destilação em *Aspen Plus*. Na Tabela 16 apresenta-se a categoria dos blocos e a sua designação.

**Figura 16 - Secção do Aspen Plus para o projeto da coluna de destilação.****Tabela 16 - Blocos usados na simulação em Aspen Plus para a simulação de uma coluna de destilação.**

Designação do bloco em Aspen Plus	Categoria do bloco em Aspen Plus
COLUNA	<i>RadFrac</i>
AQ	<i>Heater</i>

A Destilação é uma operação unitária baseada na transferência de massa. O mecanismo subjacente a esta operação de separação é o do equilíbrio líquido/vapor. Ao fornecer calor a uma mistura líquida, se promover a sua vaporização parcial, obtém-se duas fases, uma líquida e outra de vapor, que têm composições diferentes.

O contacto entre fases em cada andar em equilíbrio é promovido fisicamente através dos chamados “pratos” da coluna de destilação. O seu objetivo último é sempre o de promover um bom contacto entre as fases com uma queda de pressão mínima.

No topo da coluna existe, geralmente, um condensador que condensa o vapor proveniente da coluna, sendo parte do condensado (designado por refluxo) reenviado para o prato superior. Denomina-se por razão de refluxo (R) a razão entre o caudal da corrente reenviada e o caudal da corrente produzida no topo (destilado).

Na base da coluna encontra-se um revaporizador que vaporiza parte da corrente de líquido da base, para o prato inferior, onde entra sob a forma de vapor. A corrente retirada na base da coluna designa-se por Resíduo.

Foi considerada uma composição de entrada com fração volúmica de querosene a 87 % e uma temperatura de operação a 95 °C. A separação mais eficiente foi obtida para uma coluna de destilação com 8 andares e uma razão de refluxo de 1,2 e razão mássica entre o destilado e a alimentação de 0,862. Os resultados obtidos são apresentados na Tabela 17.

Tabela 17 - Resultados obtidos no Aspen Plus na separação através de uma coluna de destilação.

$P_{\text{operação}}$ / mbar	Fração mássica de querosene recuperada / %	Quantidade de óleo que contamina o querosene / $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	Quantidade perdida de querosene / $\text{kg}\cdot\text{h}^{-1}$	T_{topo} / °C	T_{base} / °C	Potência fornecida no topo / kW	Potência fornecida na base / kW
11	99,9	0,2	0,5	66	166	206	99

Conforme é visível Tabela 17 a separação é mais eficiente com o uso da coluna de destilação, uma vez que obtém-se maior recuperação de querosene em menores caudais de óleo a contaminar o querosene e de querosene perdido na corrente de base. Na simulação 3, a recuperação de querosene é de 97,4 %, o caudal de óleo na corrente de vapor é de $37 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ e perde-se cerca de $26 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$ de querosene para a corrente de sucata. No caso do uso do evaporador, a corrente de entrada é aquecida num permutador de calor, passando depois por uma camara de vaporização (despressurização rápida) que dá origem a duas correntes saturadas, uma de líquido e outra de vapor, em equilíbrio. Este princípio de funcionamento só permite um grau de separação razoável se a diferença de volatilidade entre os dois compostos a separar.

No entanto, o uso de uma coluna de destilação constituída por uma série de pratos internos, entre os quais circulam vapor e líquido em contracorrente, permitem que em cada prato exista transferência de massa e calor atingindo-se um andar de equilíbrio. Assim pode considerar-se que é constituída por uma série de andares em equilíbrio que vão promovendo, sucessivamente, o enriquecimento, nos componentes mais voláteis, da fase de vapor que sobe na coluna, e nos componentes menos voláteis, da fase líquida que descem na coluna. Assim, a separação é mais eficiente.

A partir do projeto da coluna obtiveram as principais dimensões da coluna, apresentadas na Tabela 18.

Tabela 18 - Dimensões da coluna de destilação projetada.

Diâmetro / m	Altura / m	Espaçamento entre pratos / m	Número de pratos	Tipo de pratos
1,0	6,3	0,61	7	Perfurados

Fez-se a ainda uma estimativa do custo com base nas suas características: peso da carcaça, tipo e quantidade de pratos. Como a destilação é, intrinsecamente, uma operação de separação que envolve elevados consumos de energia no revaporizador, também se estimou o seu custo. Na Tabela 19 apresentam-se os custos para a aquisição da coluna de destilação.

Tabela 19- Principais custos da aquisição da coluna de destilação.

Custo da plataforma / €	Custo da carcaça / €	Custos dos pratos / €	Custo total da coluna / €	Custo do reevaporador / €	Custo total / €
5 212	21 150	19 905	26 362	16 763	46 267

Pela análise da Tabela 19 conclui-se que o custo total é aproximadamente de 46 mil euros.

4.3.3. Análise da Qualidade de Separação de Querosene e Éster

Uma das tendências que tem vindo a ser explorada pelos fabricantes de TRF, no sentido de diminuir os impactes ambientais destes equipamentos, é trocar o óleo mineral por ésteres de origem vegetal. Neste sentido, e visto que se pretende que este modelo seja aprofundado, validado e utilizado no futuro, incluiu-se nesta dissertação uma análise à destilação de uma corrente de querosene contaminada com éster, em vez de óleo mineral.

Nesta secção foi simulada a separação no evaporador de forma a perceber a separação permitida pelo evaporador (unidade 2.1), no caso de uma possível substituição no processo de fabrico na Efacec. O diagrama usado no *Aspen Plus* é apresentado na Figura 17.

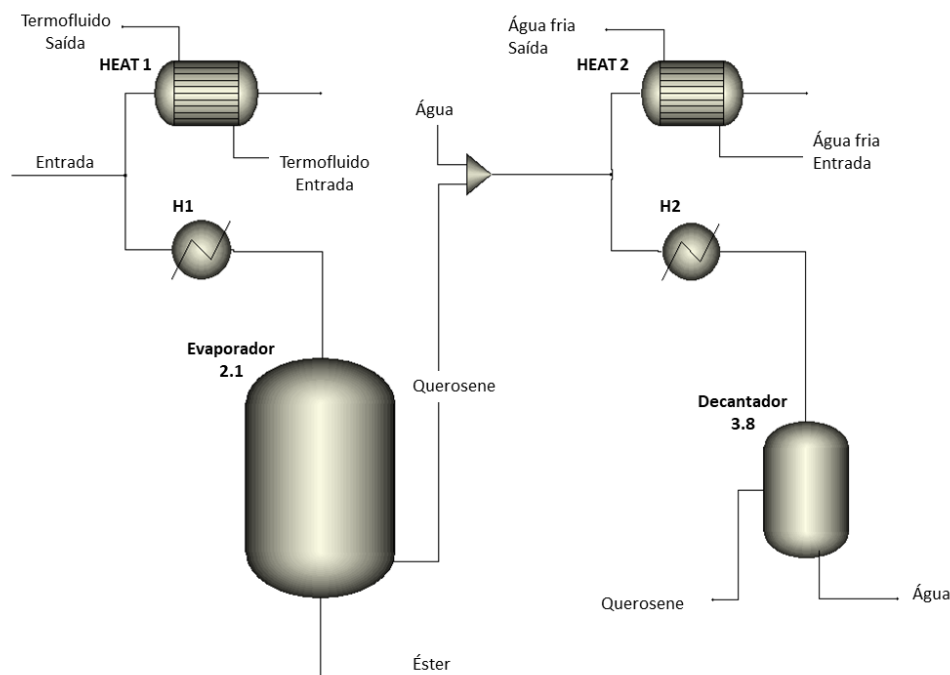


Figura 17 - Diagrama do processo no Aspen Plus para a substituição do óleo mineral por éster.

Os pressupostos foram idênticos aos da fase de destilação para posterior comparação. Assim, a corrente de entrada possui um caudal volumétrico de 1 500 l/h, à temperatura de 95 °C e considerou-se ainda que esta corrente era totalmente líquida. Nesta fase, foi pressuposto que o éster contaminaria de igual forma o querosene sendo que a composição em fração volúmica da corrente de entrada seria 87 % de querosene e 13 % de éster.

Salienta-se o facto do componente éster ter sido definido com base nos compostos típicos do óleo de soja, recorrendo à base de dados do *Aspen Plus*. A sua composição é apresentada na Tabela 20.

Tabela 20 - Propriedades do éster. Adaptado de(Srivastava & Prasad, 2000).

Ácido gordo	Fração mássica no éster/ %	Formula
Palmitico	12	$C_{15}H_{31}CO_2CH_3$
Estérico	5	$C_{17}H_{35}CO_2CH_3$
Oleico	25	$C_{17}H_{33}CO_2CH_3$
Linoleico	52	$CH_3(CH_2CH=CH)_3(CH_2)_7CO_2CH_3$
Linolénico	6	$CH_3(CH_2CH=CH)_3(CH_2)_7CO_2CH_3$

Para efeitos de comparação do funcionamento do equipamento, foram simuladas as condições de temperatura e pressão do evaporador, conforme a Tabela 14, substituindo o óleo por éster.

Na Figura 18 são comparadas as perdas de querosene, enquanto, na Figura 19 são comparadas a percentagem de contaminação da corrente de querosene, com óleo e éster.

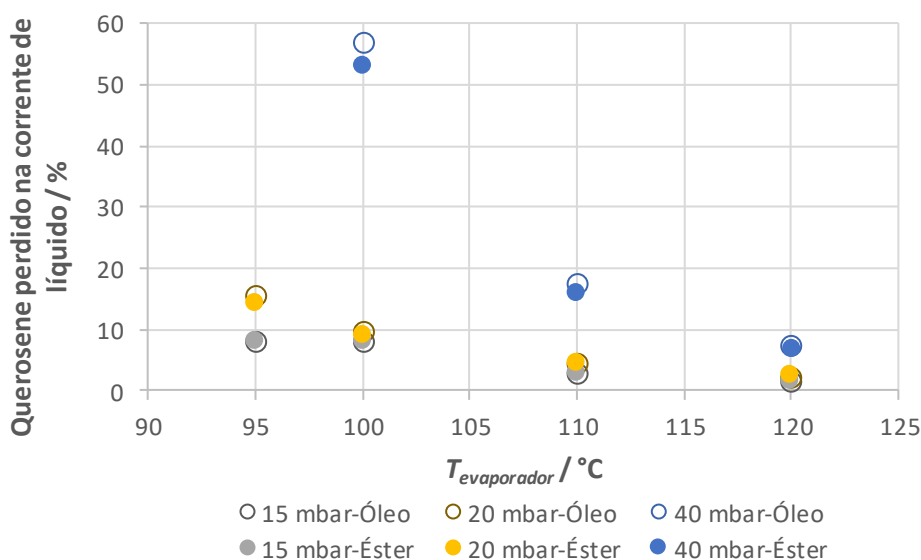


Figura 18 - Comparação das perdas de querosene na corrente de líquido entre a separação com óleo e éster.

Na Figura 18 observa-se que na separação entre éster e querosene se obtém menores perdas de querosene para a corrente de líquido. Importa salientar que as diferenças, não são muito significativas a maior diferença reside na simulação de 40 mbar a 100 $^\circ\text{C}$, onde as perdas de querosene na corrente de líquido para o óleo são 57 % ($560 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$) e na destilação com éster são 53 % ($527 \text{ kg}\cdot\text{h}^{-1}$), tendo uma diferença máxima de 4 %.

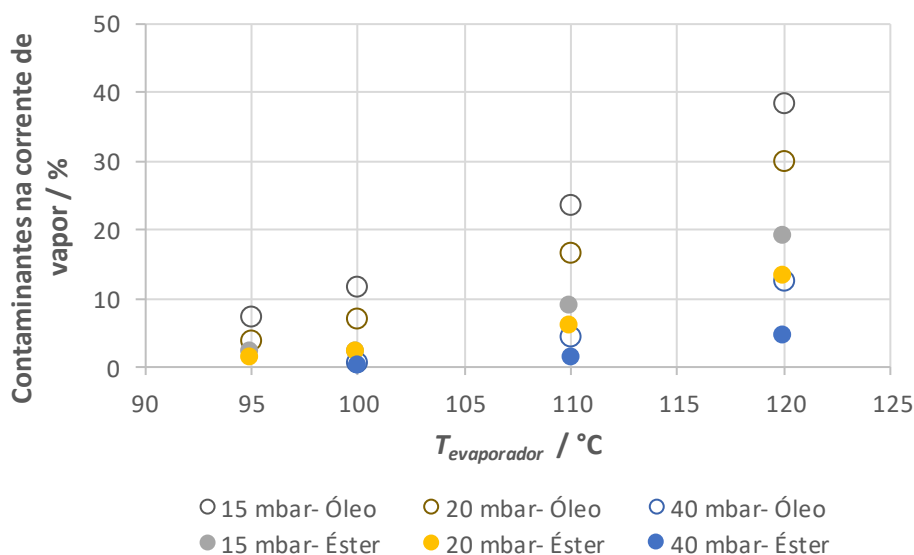


Figura 19 - Comparação da contaminação da corrente de querosene.

Por sua vez, a Figura 19 ilustra que a percentagem de contaminação da corrente de querosene será menor para as mesmas condições de pressão e temperatura. Destaca-se ainda, que neste caso a percentagem de contaminantes é significativamente menor. Para as temperaturas de 110 $^\circ\text{C}$ e 120 $^\circ\text{C}$ apresentam decréscimos entre 10 % a 20 %.

4.4. Fase de Evacuação e Vácuo fino

Para as fases de evacuação e vácuo fino pretendia-se, em primeira instância, aplicar um modelo que permitisse prever a variação da pressão dentro da autoclave ao longo do tempo. Em segunda instância, pretendia-se relacionar esse modelo com parâmetros intrínsecos à instalação de forma a perceber como se poderiam manipular esses parâmetros e assim prever os resultados dessas alterações no processo.

Para modelizar a variação da pressão dentro da autoclave ao longo do tempo, começou por se aplicar um balanço mássico ao gás no interior da autoclave de acordo com a expressão referida na Equação 1 (Degasper, 2002).

Para tal, foi desenvolvido um modelo com base num balanço mássico ao gás no interior da autoclave, conforme descrito pela Equação 1.

$$V \frac{dp(t)}{dt} = -S_{ef} p(t) + \sum_{i=1}^n Q_i \quad 1$$

em que V é o volume da autoclave, $p(t)$ é a pressão na autoclave ao longo do tempo, S_{ef} é o caudal volumétrico efetivo de bombeamento e $\sum_{i=1}^n Q_i$ é a soma de todas as fontes de caudal que não o bombeado (p.e. desgaseificações dos materiais dentro da autoclave, fugas, etc.).

Integrando a Equação 1 no tempo, obtém-se a Equação 2, que permite determinar o caudal bombeado pelas bombas com base na pressão em função do tempo (curva de evacuação).

$$S_{ef} = \frac{V}{t} \cdot \ln \frac{p_1 + \Delta p}{p_2 + \Delta p} \quad 2$$

em que p_1 é a pressão no momento inicial e p_2 é a pressão no momento final e t é o tempo decorrido.

Conhecendo a curva das bombas, e consequentemente o caudal bombeado para cada pressão, é possível, manipulando a Equação 2 obter o tempo de evacuação através da Equação 3.

$$t = \frac{V}{S_{ef}} \cdot \ln \frac{p_1 + \Delta p}{p_2 + \Delta p} \quad 3$$

Verificação do modelo para as curvas do sistema

Com o objetivo de verificar se o método estava bem implementado, usou-se um exemplo de aplicação com curvas conhecidas, relativas a uma bomba *Roots* (Drystar, 2003). Para esta bomba, recorrendo à Equação 2, com base na curva de evacuação (pressão em função do tempo) foi calculado o caudal volumétrico e representado em função da pressão. Uma vez que para a

bomba era conhecida a sua curva, na Figura 20a comparou-se a curva calculada com a de referência.

A partir da curva da bomba referenciada, recorrendo à Equação 3, foi determinada a pressão em função do tempo de evacuação. Uma vez mais, a curva calculada foi comparada com a curva de evacuação de referência na Figura 20b.

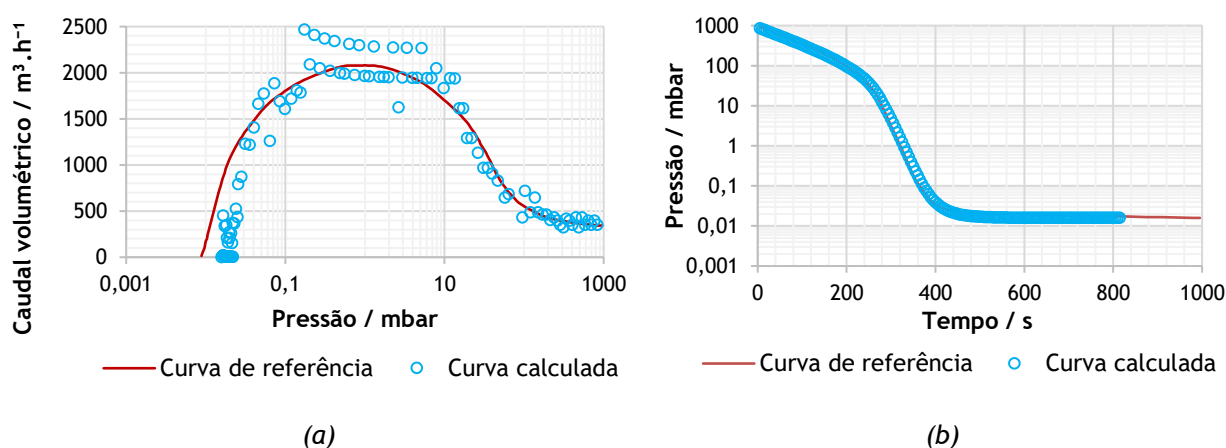


Figura 20 - Curvas conhecidas e calculadas da bomba Roots para: a) o caudal em função da pressão e b) pressão em função do tempo.

No caso da curva de evacuação (Figura 20b), a curva calculada coincide com a curva conhecida. Desta forma percebe-se que este modelo de cálculo pode ser aplicado pois representa bem a curva real.

No caso da determinação da curva da bomba (Figura 20a - curva calculada com base nos dados da curva Figura 20b), observa-se que existem desvios do modelo considerado para pressões muito baixas, como ocorre na fase de vácuo fino.

Estas diferenças podem ser justificadas pelo facto de a variação nessa zona ser menor, resultando em caudais calculados inferiores aos reais devido à diminuição da sua eficiência para valores muito baixos da pressão. De facto, é sabido que para valores de vácuo muito elevados, o modelo clássico de balanço material devolve desvios à realidade e existem outros modelos que devolvem resultados melhores (Santos, 2011). Estes modelos são, no entanto, muito complexos e necessitam de ser alimentados com informação difícil de obter ou estimar. Como o foco deste projeto é desenvolver um modelo da fase de evacuação e vácuo do processo de secagem, usou-se o modelo clássico, mesmo para a zona de vácuo elevado, com a ressalva de que, para valores de vácuo muito elevados, este modelo apresenta desvios à realidade.

4.4.1. Curvas do Sistema

Aplicou-se o modelo descrito para obter as curvas de evacuação (pressão em função do tempo) e compararam-se com os valores do modelo com os valores experimentais, na fase de evacuação e na fase de vácuo. Posteriormente, obteve-se a curva de caudal evacuado em função do tempo e da pressão. Para estas curvas não existem dados experimentais, quer diretos, obtidos por medição de caudal (por impossibilidade prática de ser medido), quer indiretos, obtidos por manipulação de curvas da bomba do sistema (pois tal informação não pode ser recolhida em tempo útil). Por isto, sugere-se como trabalho futuro, a medição (direta ou indireta) dos caudais calculados.

Para complementar a análise das curvas do sistema foram feitos dois tipos de ensaios: evacuação da autoclave sem TRF e com TRF. Com estes ensaios pretendia-se estudar a influência da presença do TRF no interior da autoclave na fase de evacuação e vácuo.

Autoclave sem Transformador

Foram realizados alguns ensaios à instalação de VP Core, sem nenhum TRF no interior da autoclave - ensaios “Vazio 1”, “Vazio 2” e “Vazio 3”.

No ensaio “Vazio1” a evacuação da autoclave é contínua desde a pressão atmosférica até 0,13 mbar. Nos ensaios “Vazio 2” e “Vazio 3” foram executados os ciclos de secagem completos.

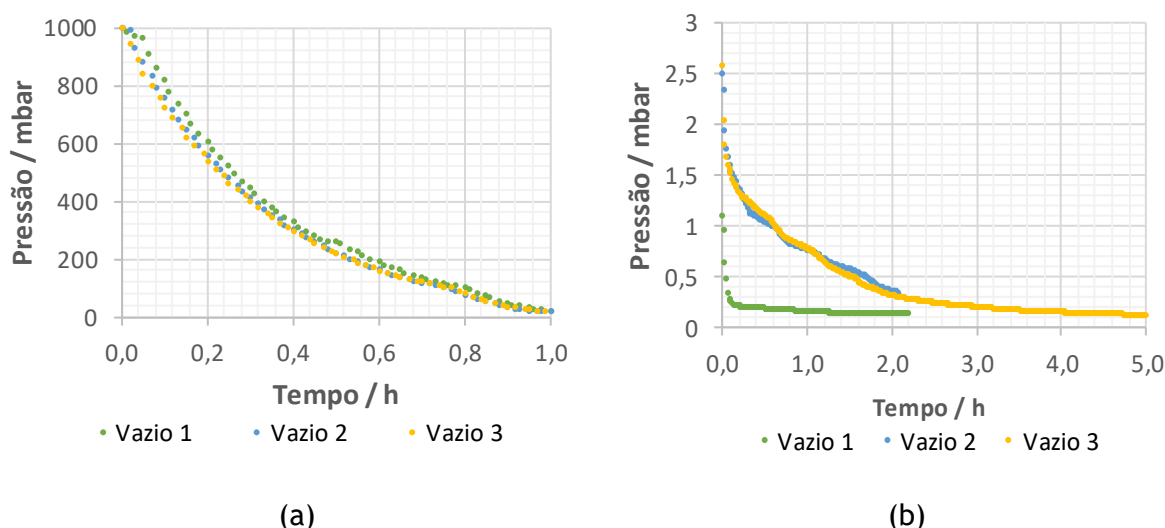


Figura 21 - Curva de evacuação a) na fase de evacuação e b) na fase de vácuo fino.

Pela análise da variação da pressão em função do tempo (Figura 21), constata-se que no ensaio “Vazio 1”, pressões muito baixas (2 a 0,4 mbar) são atingidas mais rapidamente que nos outros ensaios.

Na Tabela 21 são apresentados os tempos de evacuação do sistema até pressões específicas, uma vez que os valores finais variam ao longo dos ensaios. Compara-se, ainda, as pressões mínimas atingidas e o respetivo tempo em cada ensaio.

Tabela 21 - Tempo de evacuação do sistema.

Ensaio	Tempo /h			Fase de evacuação		Fase de vácuo fino	
	Atingir 100 mbar	Atingir 15 mbar	2 a 0,4 mbar	$P_{\min}$ / mbar	Tempo / h	$P_{\min}$ / mbar	Tempo / h
Vazio 1	0,8	1,0	0,1	13	1,1	0,13	2,2
Vazio 2	0,8	1,0	1,8	13	1,0	0,34	2,1
Vazio 3	0,8	1,0	1,7	13	1,0	0,12	5,0

Pela análise da Tabela 21 verifica-se que, na fase de evacuação, o ensaio “Vazio 1” apresenta pior desempenho - demora mais tempo a atingir 13 mbar. No entanto, a diferença é de apenas 6 min em relação aos restantes ensaios, pelo que se pode considerar que, na fase de evacuação, os tempos para atingir a pressão de 13 mbar é similar para todos os ensaios.

No caso da fase de vácuo, conclui-se que os resultados variam significativamente, sendo que, para baixar a pressão dos 2 para 0,4 mbar, o ensaio “Vazio 1” requer cerca de 6 min enquanto os ensaios que se seguem, a ciclos completos, demoram quase 2 h.

A principal diferença entre a fase de vácuo e de evacuação baseia-se na composição do gás a ser extraído. Enquanto na fase de evacuação existe uma composição do gás típica do ar, na fase de vácuo fino a composição do gás no interior da autoclave a ser removido é composta por querosene. No entanto, o ensaio “Vazio 1”, pelo facto de ter sido realizada evacuação seguida de vácuo fino, não ocorreu a variação da composição do gás a ser removido. Assim, este ensaio denota a diferença entre as composições salientando que o grupo de vácuo é mais eficiente na extração de gás com a composição típica do ar.

Na Figura 22 apresentam-se as curvas para o caudal volumétrico extraído em cada ensaio na fase de evacuação e na fase de vácuo fino.

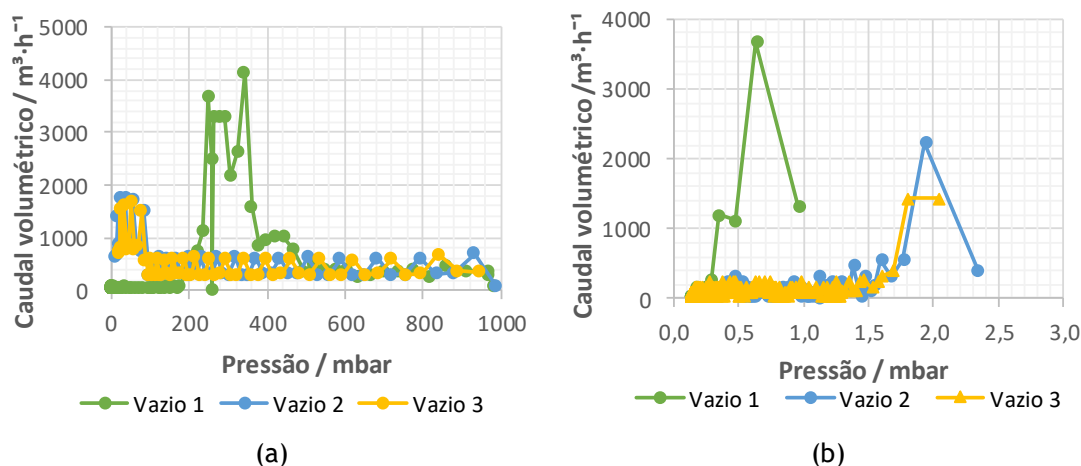


Figura 22 - Curvas do caudal volumétrico em função da pressão na a) fase de evacuação e na b) fase de vácuo fino.

Pela análise Figura 22 conclui-se que a extração do ensaio “Vazio 1” operou com maiores caudais, daí a o seu menor tempo de evacuação. O modelo na fase de vácuo fino, não traduz o sistema, de forma a validar os resultados sugere-se como trabalho futuro o desenvolvimento de um modelo específico para a fase de vácuo fino.

Autoclave com Transformador

As análises mencionadas no tópico anterior foram replicadas para os processos relativos à secagem de quatro transformadores (A, B, C e D). Foram obtidas as curvas de evacuação e de caudal em função da pressão e do tempo, para a autoclave com TRF. Os resultados obtidos apresentam-se na Figura 23.

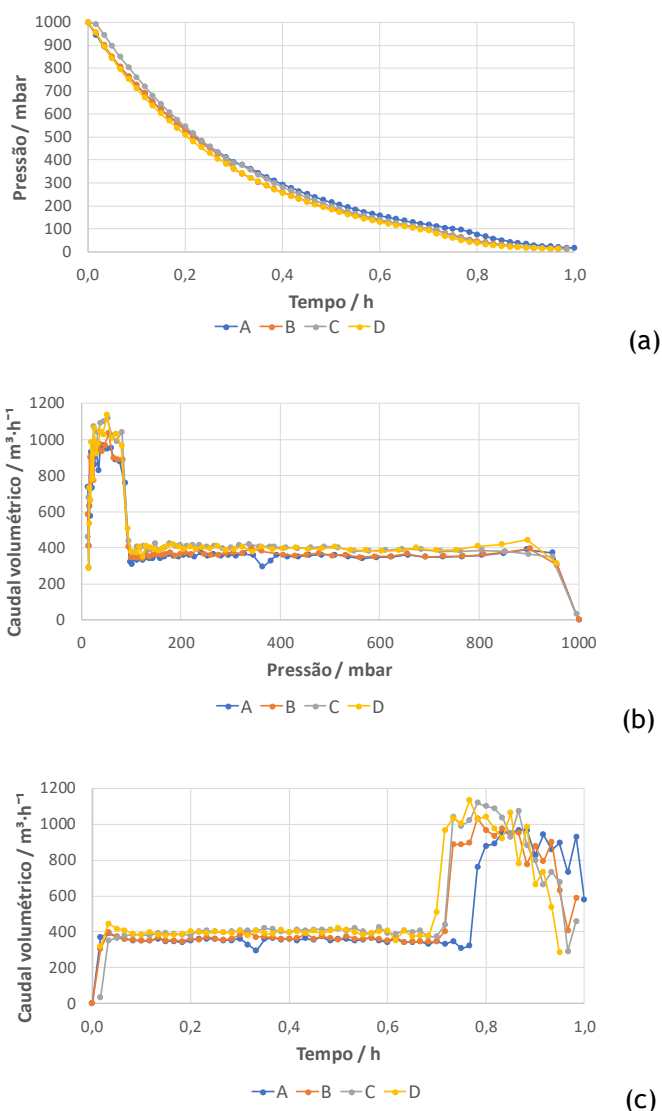


Figura 23 - Resultados obtidos para a autoclave com transformador na fase de evacuação. a) curva da instalação e curva do caudal volumétrico do sistema b) em função do tempo e c) em função da pressão.

Pela análise da Figura 23 pode concluir-se que, na fase de evacuação, ou seja pressões superiores a 10 mbar, as curvas são similares entre processos.

Com o intuito de encontrar um modelo que descrevesse a variação do caudal volumétrico extraído para os diversos processos de secagem, estimou-se o caudal removido da autoclave com base nos dados de pressão e tempo de evacuação. Como o caudal depende do tempo total de evacuação, que por sua vez depende da curva de evacuação, usou-se a ferramenta Solver® do Excel para minimizar a diferença entre o tempo calculado e o tempo medido. Assim, foi calculado o tempo de evacuação com base na equação de geral do balanço (Equação 3) e os resultados obtidos apresentam-se na Figura 24.

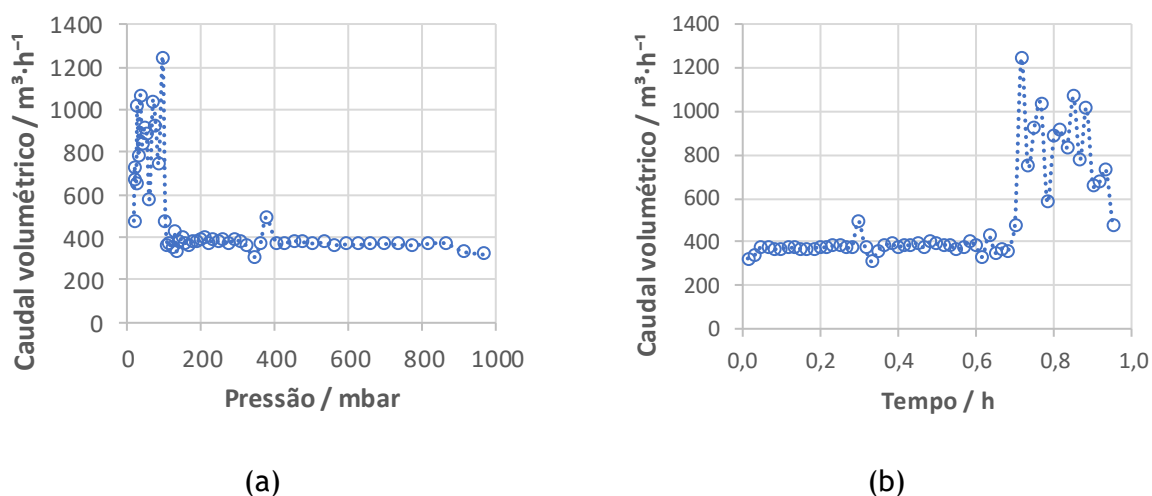


Figura 24 - Modelo de evacuação da fase de evacuação caudal volumétrico. a) em função da pressão e em b) em função do tempo.

Da análise da Figura 24, pode aferir-se que, até uma pressão superior a 100 mbar, o caudal de extração ronda os $400 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$, enquanto apenas a associação de bombas de anel líquido funciona. Posteriormente, para pressões superiores a 100 mbar, o caudal aproxima-se dos $1000 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$. Salienta-se que este resultado resulta do cálculo do caudal em função da pressão e do tempo e que, conforme mencionado, o mesmo não foi validado experimentalmente. Neste sentido, sugere-se que estes resultados sejam validados e averiguados no futuro.

Relativamente à fase de vácuo, as curvas do sistema (pressão em função do tempo e caudal em função do tempo e da pressão) são apresentadas na Figura 25.

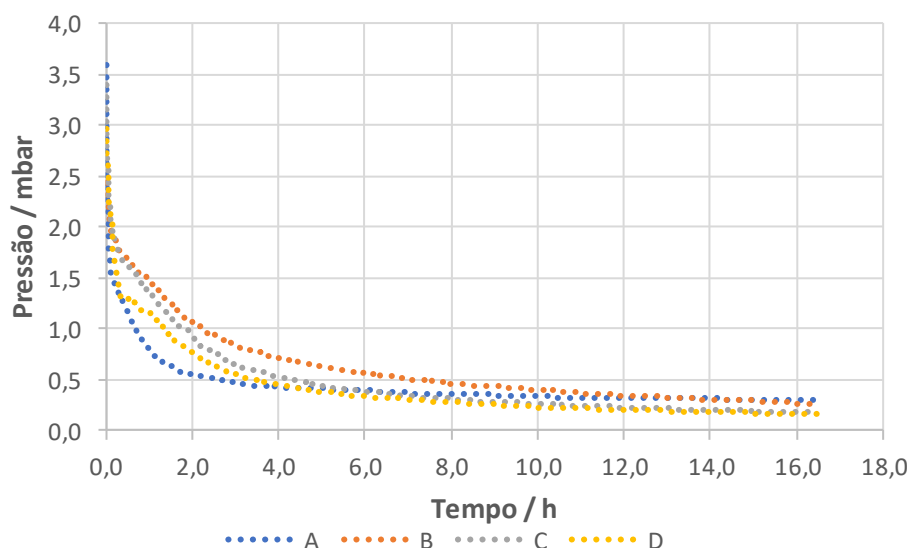


Figura 25 - Curvas de evacuação na fase de vácuo fino para os processos de secagem.

Da análise da Figura 25 observa-se que na fase de vácuo já é visível a diferença entre os diferentes processos de secagem evidenciando o efeito individual de cada TRF no processo.

Dado que o modelo de obtenção do caudal não foi validado, optou-se por não o aplicar nesta análise, pois como anteriormente referido para valores de pressão muito baixos este modelo não aproxima bem.

Com o intuito de avaliar a fase de vácuo, representou-se as curvas do sistema, com TRF e sem TRF, sendo estas apresentadas na Figura 26.

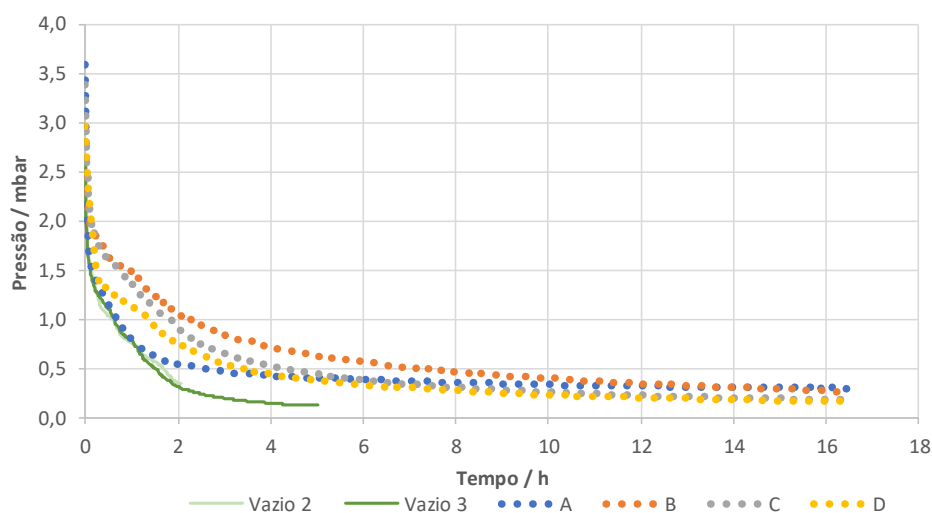


Figura 26 - Comparação das curvas do sistema com TRF e sem TRF.

Com base na Figura 26, pode-se concluir que a curva do processo de secagem A é a que se aproxima mais das curvas do sistema resultantes da autoclave vazio, em

oposição, o processo B é o que se distancia mais. A Tabela 22 evidencia a quantidade de água extraída e a massa de isolantes presente em cada processo de secagem.

Tabela 22 - Quantidade de água extraída no processo de secagem.

Processo de secagem	Quantidade de água extraída / dm ³	Massa de isolantes / kg
A	70	1 635
B	47	2 122
C	52	1 061
D	65	1 061

Comparando a Tabela 22 com a Figura 26 pode verificar-se que quanto mais eficiente, isto é, quanto maior a aproximação ao ensaio de autoclave vazio maior será a extração de água na evacuação na fase de vácuo.

5. Conclusões

Atualmente, as configurações dos processos de secagem resultam da experiência e de conhecimentos empíricos. Este trabalho constitui uma primeira abordagem à modelização do processo de secagem por fase de vapor, integrando o estudo do funcionamento dos equipamentos e implicações no processo de secagem.

O estudo e a modelização dos processos de secagem permitiram a análise da unidade de aquecimento assim como a avaliação da separação da mistura querosene/óleo e querosene/éster. Obteve-se ainda uma previsão da curva de evacuação para a fase de evacuação da autoclave. Paralelamente, foram expostas oportunidades de melhoria para o acompanhamento do processo. A resultante deste estudo irá aumentar o conhecimento sobre a instalação, potenciando a melhoria da eficiência do processo de secagem, em particular, em termos de redução de custos (poupança energética e de materiais).

A fase de aquecimento e destilação modelizou-se com base na aplicação informática da *Aspen Plus* da *AspenTech*. A forma utilizada para implementar os compostos baseou-se nas curvas de destilação fornecidas pelos fornecedores.

Na **fase de aquecimento**, ao implementar a alimentação, verificou-se que existia uma zona de separação difícil pois, para uma pequena variação da temperatura de destilação de querosene e óleo, obtém-se uma mistura das frações mais voláteis do óleo e as frações pesadas do querosene. Salienta-se que essa contaminação afeta a capacidade da mistura de fornecer calor - reduzindo 4,3 % no caso em que a mistura está mais contaminada (18 % em óleo) quando comparado com a de menor contaminação (2 % em óleo). Por sua vez, esta variação na capacidade de fornecer calor, influenciará a eficiência da etapa de aquecimento seguinte e a extração de água do TRF.

No dimensionamento do evaporador, obtiveram-se valores concordantes com os disponíveis na Efacec, tendo-se obtido um conjunto de dimensões do evaporador e o coeficiente de transferência de calor de $335,6 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$, adequado para este sistema.

Com a modelização da **fase de destilação** pretendeu-se minimizar as contaminações do querosene reutilizado e as perdas de querosene para a sucata. Para tal, estudou-se a qualidade de separação com a variação da pressão e temperatura. Mantendo a pressão constante, para menores temperaturas, a quantidade de óleo que vai contaminar o querosene é menor. No entanto, a quantidade de querosene que fica na corrente de líquido é maior, ou seja, há mais perdas de querosene para a sucata. Com base nos estudos efetuados e nas condições tipicamente usadas na instalação, 23 % ($37 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$) do óleo que entra na instalação sai na corrente de vapor e perde-se cerca de 3 % ($26 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$) de querosene no óleo.

De forma a aumentar a eficiência da fase destilação foi dimensionada uma coluna de destilação. Assim, verificou-se uma diminuição da contaminação da corrente de querosene em 99 % e as perdas para a sucata em 98 % nas condições típicas. Esta coluna de destilação foi avaliada em 46 000 €.

Avaliou-se o comportamento da instalação considerando que se substituíra óleo mineral por éster. Concluiu-se que as perdas de querosene serão 4 % inferiores utilizando éster em vez de óleo, na simulação correspondente ao pior cenário. Quanto à contaminação da corrente de querosene, quando se utiliza éster, apresenta decréscimos de contaminações entre 10 % a 20 %. Assim, evidencia-se a melhor recuperação de querosene com o uso de éster em vez de óleo mineral.

Na modelização da **fase de vácuo** foi aplicado um modelo para determinar as curvas do sistema (curva de evacuação e do caudal volumétrico extraído). No caso da curva de evacuação constatou-se que a curva calculada coincide com a curva conhecida. No caso da curva que prevê o caudal volumétrico, observa-se que existem desvios do modelo considerado para pressões muito baixas, como ocorre na fase de vácuo fino.

As curvas do sistema obtidas para a autoclave sem TRF evidenciam que, na fase de evacuação, as curvas de evacuação coincidem nos diversos ensaios. No entanto, na fase de vácuo seguinte à fase de evacuação em que a composição do gás extraído era a do ar, o tempo de evacuação foi menor. Assim, conclui-se que a extração de uma atmosfera rica em querosene diminui a eficiência do grupo de vácuo.

6. Avaliação do trabalho realizado

6.1. Objetivos Realizados

Na modelização da instalação de secagem por VP, conseguiu-se reproduzir as unidades principais da instalação de secagem para a fase de aquecimento e destilação e para a fase de evacuação e vácuo.

Na fase de aquecimento e destilação foram previstos alguns resultados perante as variações de parâmetros como pressão, temperatura e composição das correntes. Na fase de aquecimento dimensionou-se o permutador de forma a estimar o calor fornecido.

Na fase de destilação foi feito um estudo de sensibilidade à qualidade de separação variando as condições de pressão e temperatura. Foi ainda dimensionada uma coluna de destilação de forma a melhorar a separação e reduzir as perdas de querosene.

Na modelização do grupo de vácuo (na fase de evacuação e vácuo), conseguiu-se aplicar um modelo para, com base nas curvas de evacuação, prever as curvas de caudal em função da pressão e em função do tempo. Na fase de evacuação obteve-se uma curva aproximada que descreve o caudal volumétrico extraído.

Desta forma, conseguiu-se modelizar, por fases, o processo de secagem por VP, dando a perceber como as condições de operação dos equipamentos influenciam os resultados e sugerindo oportunidades de melhoria do processo.

6.2. Limitações e Trabalho Futuro

A modelização da instalação necessitou de abordagens distintas, tendo sido um ponto de partida para uma modelização integral do processo.

Na fase de aquecimento, para a dimensionamento do evaporador, foram consideradas diversas simplificações, por exemplo: caudal de termofluido constante (sendo que este varia, mas é um parâmetro desconhecido), temperatura do termofluido constante, a pressão na carcaça e nos tubos, entre outras variáveis desconhecidas na instalação.

Na fase de destilação, todos os valores estimados foram com base em valores expectáveis no interior do evaporador, como por exemplo a pressão, já que não existe nenhuma forma direta de medir atualmente. Por outro lado, não foi possível em tempo útil validar a quantidade e qualidade da corrente de óleo de sucata e querosene condensado. A composição real do depósito 6.1 não é conhecida pelo que se sugere a sua determinação, de forma a aplicar condições que tornem o processo mais adequado à composição alimentadas e por isso mais

eficiente. Assim, este modelo/resultados poderão, em primeiro lugar, ser validados e, em segundo lugar, permitirão inferir quais as melhores condições (calor fornecido, pressão) que permitem otimizar a destilação conforme a corrente a ser tratada.

Na análise da separação do éster está limitada pelo uso de uma composição típica do óleo vegetal, pelo que se sugere como trabalho futuro uma definição da sua composição e posterior análise. Foi ainda considerada, que a contaminação do éster em querosene é igual ao óleo, no entanto, não existem estudos indicativos. Será necessário como trabalho futuro perceber a evolução da contaminação de querosene em éster na fase de aquecimento.

Nas fases de evacuação e vácuo fino, o modelo que permite prever a variação da pressão dentro da autoclave ao longo do tempo, depende das curvas da bomba que em tempo útil não foram conseguidas dos fabricantes. Dessa forma, não foi possível relacionar esse modelo com parâmetros intrínsecos à instalação, para a prever os resultados que essas alterações trariam em termos de processo. Sugere-se como trabalho futuro a recolha das curvas das bombas. Como trabalho futuro, após obtenção das curvas de funcionamento das bombas, aplicar este modelo e comparar com as curvas das bombas. Sugere-se a medição (direta ou indireta) dos caudais.

Sugere-se ainda como trabalho futuro, um seguimento aprofundado da quantidade de água extraída por processo de secagem e o desenvolvimento de métodos que permitam quantificar e água inicial contida nos materiais isolantes de forma a avaliar de forma mais direta a eficiência do processo de extração de água dos isolantes.

6.3. Apreciação Final

Este projeto foi desafiante e interessante pois envolveu a gestão de dados recolhidos, múltiplas abordagens e estratégias. A modelização do processo de secagem por fase de vapor exigiu a interligação de diversos equipamentos e um conjunto de competências polivalentes, isto é, requereu a análise termodinâmica da transferência de calor e da extração de água, simultaneamente associada ao funcionamento e limitações dos equipamentos, não pondo de parte as implicações futuras no funcionamento do TRF. Neste sentido, a presente dissertação foi uma primeira abordagem limitada pelo tempo útil, não permitindo tanto quanto se pretendia a integração das diversas valências.

O projeto permitiu desenvolver competências técnicas na compreensão dos equipamentos, válvulas e sensores, bem como, na área da recolha e tratamento de dados, metodologias de extração e análise de dados, aprendendo VBA. Fortaleci competências no trabalho em equipa, contextualização do trabalho e suas metodologias em ambiente empresarial.

7. Referências Bibliográficas

- Betie, A., Meghenefi, F., Fofana, I., Yeo, Z. Modeling the Insulation Paper Drying Process from Thermogravimetric Analyses. *Energies* **11**, 1-15 (2018).
- Carlson, A., Fuhr, J., Shemel, G. *Testing of Power Transformers*. **69**, (2003).
- Degasperi, F. T. Modelagem e Análise Detalhadas de Sistemas de Vácuo. Faculdade de Engenharia Elétrica e de Computação Universidade Estadual de Campina. Dissertação de Mestrado (2002).
- Drystar, E. *Drystar GV400 & EH2600 / 4200 Packages*. Edwards Vacuum science. Intern Report (2003).
- Efacec. *Departamento de Engenharia do Processo. Transformadores de Potência Tipo Core*. Relatório Interno (2013).
- Efacec 2018a. Efacec. Quem somos | Efacec. *Efacec* Available at: <http://www.efacec.pt/quem-somos/>. (Accessed: 17th April 2018)
- Efacec 2018b. Efacec. Tecnologia e Inovação | Efacec. *Efacec* (2018). Available at: <http://www.efacec.pt/tecnologia-e-inovacao/>. (Accessed: 17th April 2018)
- Efacec 2018c. Efacec. Transformadores de potência. *Efacec* Available at: <http://www.efacec.pt/transformadores-potencia-distribuicao-oleo-secos/>. (Accessed: 17th April 2018)
- Heathcote, M. J., Standard, B., Heathcote, M. J. *J & P Transformer Book*. J & P Transformer Book 1, (2007).
- HEDRICH. *Vapour-Phase Drying Plant with Thin Film Evaporator*. HEDRICH vacuum systems **49**, (Hedrich vacuum systems, 2007).
- Koch, M., Krüger, M., Tenbohlen, S. Practical application of on-site vapour phase drying technique on power transformers. *CIGRÉ A2-206*, 1-6 (2012).
- Koestinger, P., Aronsen, E., Boss, P. Practical Experience With the Drying of Power Transformers in the Field, Applying the Lfh** Technology. *CIGRÉ Report A2-205*, 8 (2004).
- N'cho, J. S., Fofana, I., Hadjadj, Y., Beroual, A. Review of Physicochemical-Based Diagnostic. *Energies* **9**, 367-395 (2016).
- O'Hanlon, J. F. *A User's Guide to Vacuum Technology*. Wiley-Interscience (2003).
- Omel 2018. omel.com. *OMEL - Como funciona uma Bomba de Vácuo de Anel Líquido* Available at: <http://www.omel.com.br/artigos-tecnicos/escola-de-bombas/bombas-de-vacu-de-anel-liquido/como-funciona-uma-bomba-de-vacu-de-anel-liquido/>. (Accessed: 5th June 2018)
- Perry, R. H., Green, D. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. (McGraw-Hill, New York, 1997).

- Pfeiffer Vacuum 2018. pfeiffer-vacuum.com. *Design / Operating principle* Available at: <https://www.pfeiffer-vacuum.com/en/products/vacuum-generation/roots-pumps/>. (Accessed: 5th June 2018)
- Rindlisbacher, G., Von Ah, M. Cut and dry Low frequency drying process in transformer production can cut energy costs in half. *ABB* 3, 66-69 (2005).
- Santos, J. T. Plataforma computacional para projecto de sistemas de vácuo. Universidade Nova de Lisboa. Dissertação de Mestrado (2011).
- Sawant, C., Nalawade, M., Choudhary, N. Experimental Investigation of Vapour Phase Drying System. *Int. Conf. ATSMDE* (2017).
- Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R. *Product and Process Design Principles: Synthesis, Analysis, and Evaluation*. Wiley (2004).
- Srivastava, A., Prasad, R. Triglycerides-based diesel fuels. *PERGAMON* 4, 111-133 (2000).
- Tareq Siddiqui, M., Pattiwar, J. T., Paranjape, A. P. Vapor Phase Drying for Moisture Removal from Transformer Coil Insulation. *Int. J. Sci. Eng. Res.* 8, (2017).
- William, H., Bartley, P. E. Failure analysis of transformers. *Power Delivery, IEEE*, 85, 1-13 (2003).
- Zabeschek, S. Drying of high voltage power transformers in the field with a mobile vapour phase drying equipment. *HEDRICH vacuum systems* 1-7 (2007).
- Zhang, S., Zhu, Y., Qiao, B., Zhang, Z. System Model of Heat and Mass Transfer Process for Mobile Solvent Vapor Phase Drying Equipment. *Hindawi* 2014, 11 (2014).

Anexo 1 Diagrama do processo de secagem por fase de vapor

Nesta secção são apresentados diagramas de processo de secagem por VP dos transformadores do tipo *Shell* e do tipo *Core* com uma legenda esquemática na

Figura 27 e na Figura 28, respetivamente.

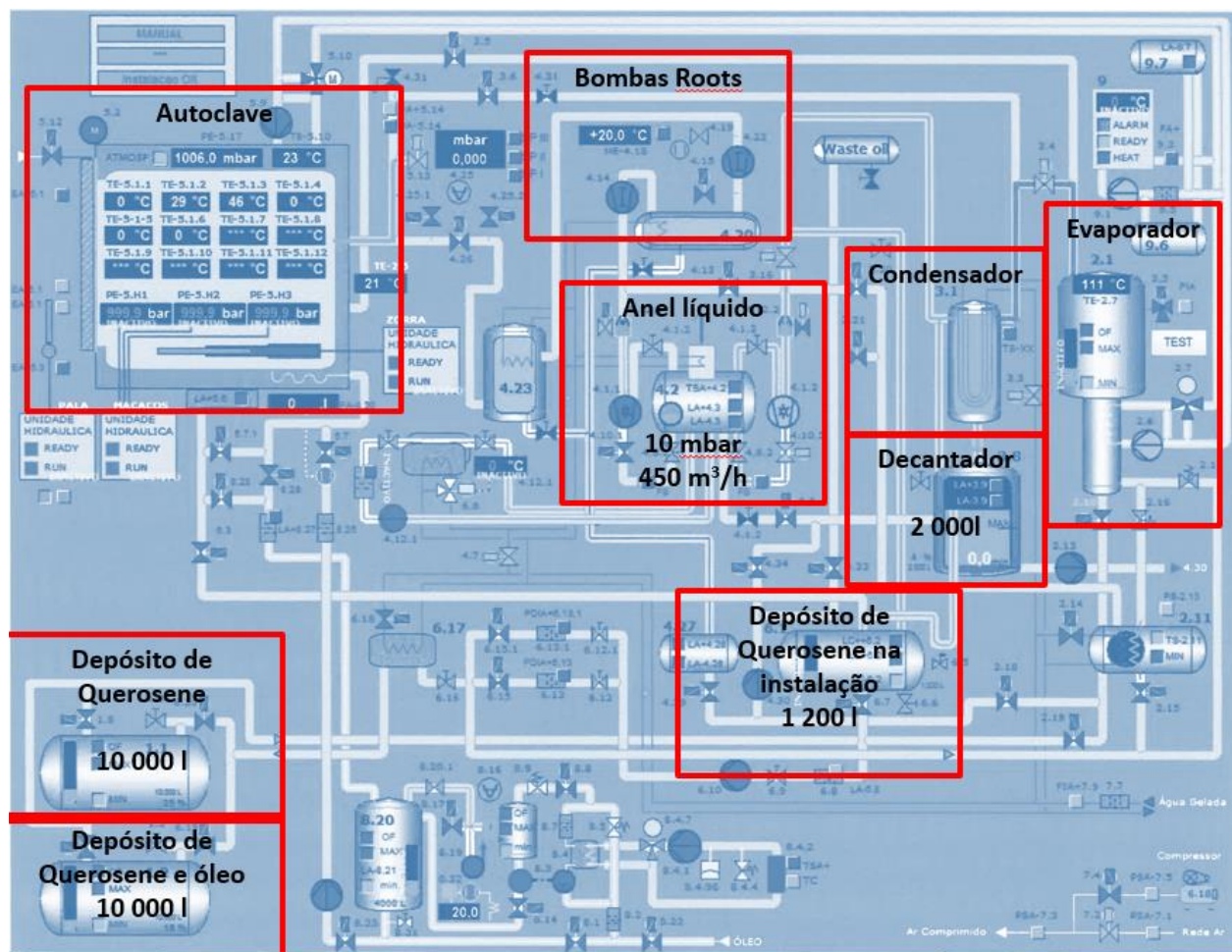


Figura 27 - Diagrama legendado do VP Shell.

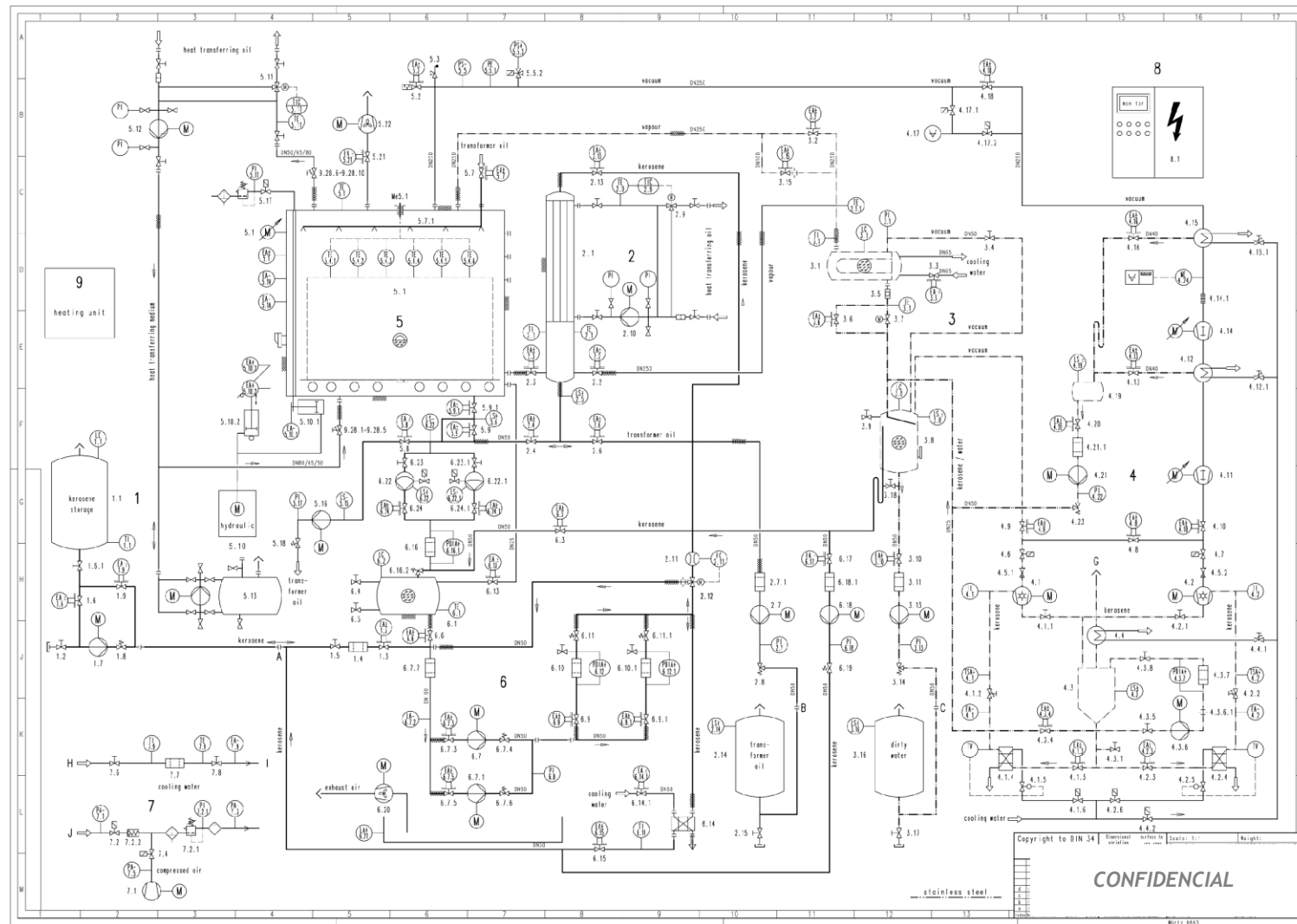


Figura 29 - Diagrama do processo de secagem dos TRF Core completo.

Anexo 2 Desenho do evaporador

Nesta secção são apresentados desenhos dos evaporadores das instalações dos transformadores do tipo *Shell* e do tipo *Core* com uma legenda esquemática na Figura 30 e na Figura 31, respetivamente.

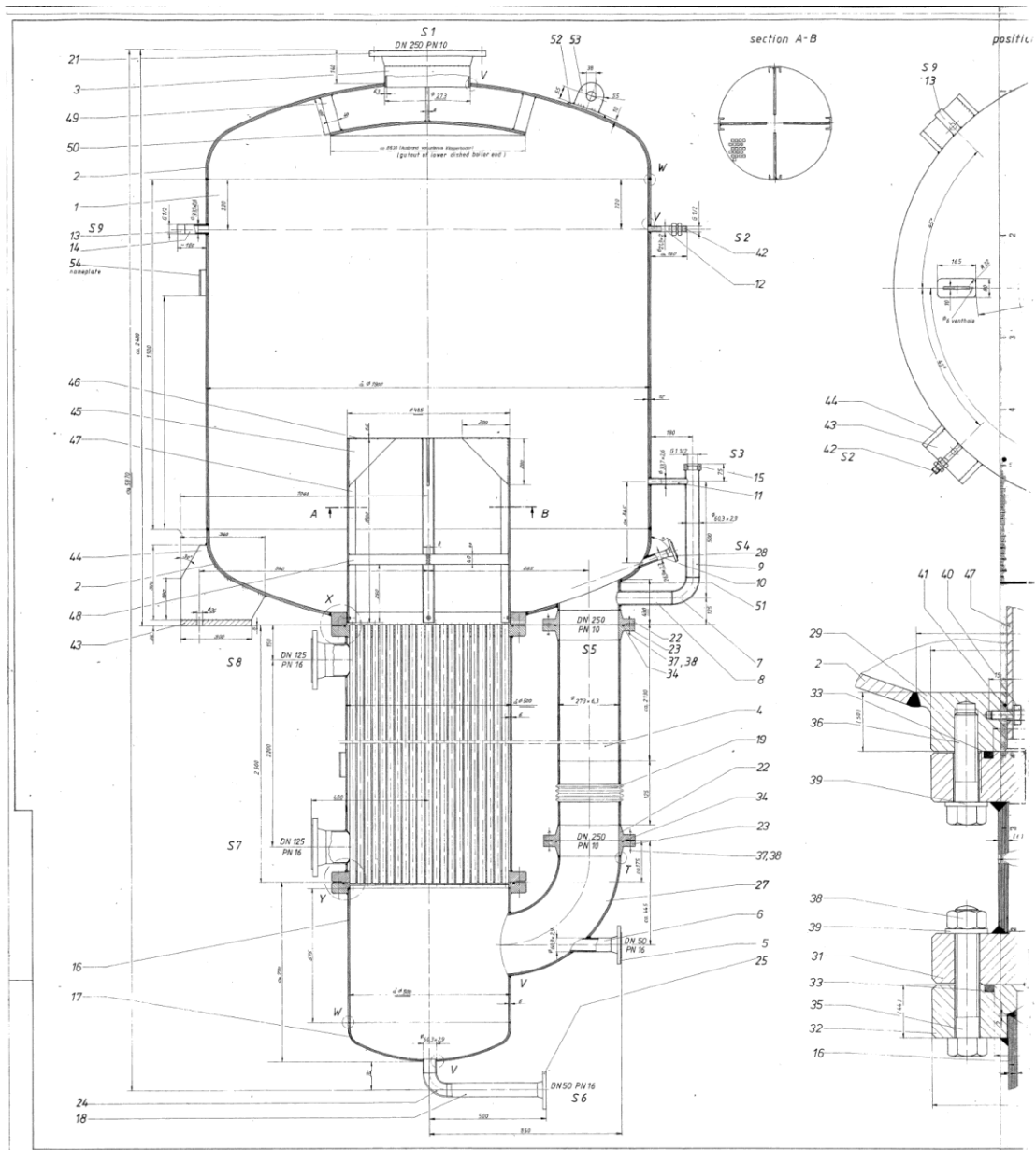


Figura 30 - Desenho interno do evaporado da instalação do TRF do tipo *Shell*.



Anexo 3 Folha de especificações do permutador dimensionado

Neste anexo pode-se consultar a folha de especificações do evaporador dimensionado através do EDR.

Heat Exchanger Specification Sheet									
1	Company:								
2	Location:								
3	Service of Unit:				Our Reference:				
4	Item No.:				Your Reference:				
5	Date:		Rev No.:		Job No.:				
6	Size: 591 - 5242		mm		Type: AES Vertical		Connected in: 1 parallel 1 series		
7	Surf/unit(eff.)		70,8 m ²		Shells/unit 1		Surf/shell(eff.) 70,8 m ²		
8	PERFORMANCE OF ONE UNIT								
9	Fluid allocation				Shell Side		Tube Side		
10	Fluid name				O/TERM-I		FEEDA		
11	Fluid quantity, Total				kg/h 48622		2854		
12	Vapor (In/Out)				kg/h 0		0 2088		
13	Liquid				kg/h 48622		2854 766		
14	Noncondensable				kg/h 0		0 0		
15									
16	Temperature (In/Out)				°C 175		164,84 20 72,4		
17	Dew / Bubble point				°C		128,72 72,7		
18	Density Vapor/Liquid				kg/m ³ / 932,54		/ 941,48 / 815,41 0,06 / 775,61		
19	Viscosity				cp / 0,3995		/ 0,4413 / 1,4798 0,0059 / 0,7131		
20	Molecular wt, Vap						148,75		
21	Molecular wt, NC								
22	Specific heat				kJ/(kg-K) / 1,982		/ 1,951 / 1,87 1,666 / 2,12		
23	Thermal conductivity				W/(m-K) / 0,1205		/ 0,122 / 0,1247 0,0116 / 0,1148		
24	Latent heat				BTU/lb		138,1 137		
25	Pressure (abs)				bar 2		1,84603 0,015 0,011		
26	Velocity (Mean/Max)				m/s 0,55 / 0,79		55,15 / 110,29		
27	Pressure drop, allow./calc.				bar 0,2		0,15397 0,004 0,01946		
28	Fouling resistance (min)				m ² -h-C/kcal 0,00025		0,00025 0,00029 Ao based		
29	Heat exchanged		270 kW		MTD (corrected)		103,44 °C		
30	Transfer rate, Service		6,49 Dirty		59,1 Clean		69,89 BTU/(h-ft ² -F)		
31	CONSTRUCTION OF ONE SHELL								
32					Shell Side		Tube Side		
33	Design/Vacuum/test pressure				psi 43,51 / /		43,51 / /		
34	Design temperature				°C 210		210		
35	Number passes per shell				1		1		
36	Corrosion allowance				mm 3,18		3,18		
37	Connections				In mm 1 152,4 / -		1 76,2 / -		
38	Size/Rating				Out 1 152,4 / -		1 457,2 / -		
39	Nominal				Intermediate / -		/ -		
40	Tube No. 134		OD 33,7		TksAverage 2,11		mm Length 5242		mm Pitch 42,12
41	Tube type Plain		#/in		Material Carbon Steel		Tube pattern 30		
42	Shell Carbon Steel		ID 590,55		OD 609,6		mm		Shell cover Carbon Steel
43	Channel or bonnet Carbon Steel								Channel cover Carbon Steel
44	Tubesheet-stationary Carbon Steel								Tubesheet-floating Carbon Steel
45	Floating head cover Carbon Steel								Impingement protection None
46	Baffle-cross Carbon Steel		Type Single segmental		Cut(%d) 25,29		VertiSpacing: c/c 132		mm
47	Baffle-long -		Seal Type				Inlet 0,3172		m
48	Supports-tube U-bend		0		Type				
49	Bypass seal				Tube-tubesheet joint Expanded only (2 grooves)(App.A 'i')				
50	Expansion joint -		Type None						
51	RhoV2-Inlet nozzle 378		Bundle entrance 107		Bundle exit 161		lb/(ft-s ²)		
52	Gaskets - Shell side		Flat Metal Jacket Fibe		Tube side		Flat Metal Jacket Fibe		
53	Floating head		Flat Metal Jacket Fibe						
54	Code requirements		ASME Code Sec VIII Div 1		TEMA class R - refinery service				
55	Weight/Shell 6514		Filled with water 10171,7		Bundle 3372,6		lb		
56	Remarks								
57									
58									

Figura 32 - Folha de especificação do permutador dimensionado no EDR.

Anexo 4 Custos da coluna

Nesta secção apresenta-se a metodologia usada para estimar o custo da coluna (Seider et al., 2004). Salienta-se que o índice de custo associado ao modelo é 394. O índice de atualização considerado foi o 535,3 (Junho de 2017).

Custos da coluna

Os métodos de estimativas de custos mais simples baseiam-se no diâmetro interno da coluna e no comprimento da carcaça, com uma correção para a pressão de projeto. Para obter um método mais robusto a metodologia usada incorporou também parâmetros como o peso da coluna. O método utilizado foi proposto por Mulet, Corripio e Evans (1981) pela Equação 4.1.

$$C_p = F_M \cdot C_v + C_{Pl} \quad (4.1)$$

em que C_p é o custo de aquisição, F_M é um fator de material (para o aço é 1), C_v custo da coluna e o C_{Pl} é o custo da plataforma.

O cálculo do custo da plataforma e da coluna depende das suas dimensões (altura e diâmetro) mas também do peso, como já referido. O peso da coluna pode ser estimado pela Equação 4.2.

$$W = \pi(D_i + t_s) \cdot (L + 0,8D_i)t_s\rho \quad (4.2)$$

em que W é o peso da coluna em lb, D_i é o diâmetro interno da coluna em ft, t_s é a espessura em ft e o ρ é a massa volúmica (para o aço $490 \text{ lb}\cdot\text{ft}^{-3}$, o que corresponde a $7849 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$).

Como a coluna dimensionada opera em condições de vácuo existem correlações específicas, no entanto estas evidenciaram inconsistências. Assim, a espessura da coluna considerando um diâmetro interno até 4 ft (122 cm) a espessura mínima da parede será de $\frac{1}{4}$ polegadas (0,635 cm). Foi adicionado ainda um fator de corrosão de $\frac{1}{8}$ polegadas (0,3175 cm) e por razões de segurança foi ainda considerado um acréscimo de $\frac{1}{8}$ polegadas (0,3175 cm) para impedir a implosão da coluna. O valor de espessura obtido foi assim de 0,5 polegadas (1,27 cm).

Assim, o custo da coluna com peso de 3691 lb (1674 kg) pode ser calculado através da Equação 4.3. Para uma coluna de diâmetro interno de 3,4 ft (1,04 m) e um comprimento de 14 ft (4,27 m), a correlação para o cálculo do custo de plataforma é a Equação 4.4.

$$C_v = \exp\{6,775 + 0,18255 [\ln(W)] + 0,02297 [\ln(W)]^2\} \quad (4.3)$$

$$C_{Pl} = 285,1 D_i^{0,73960} \cdot L^{0,70684} \quad (4.4)$$

Tendo sido obtido o valor de C_p de 26 362 € atualizados, sendo o custo da carcaça de 21 150 € e o da plataforma 5 212 €.

Custos dos pratos

Posteriormente, determinou-se os custos dos pratos que serão adicionados ao custo da coluna e da plataforma. Foram determinados com base no método de Mulet et al. (1981). O custo dos pratos é dado pela Equação 4.5.

$$C_T = N_T F_{NT} F_{TT} F_{TM} C_{BT} \quad (4.5)$$

em C_T é o custo dos pratos, N_T é número de pratos (neste caso são 7), F_{NT} é um fator de correção do número de pratos, F_{TT} é um fator do tipo de pratos (para pratos perfurados é 1), F_{TM} é fator do material de construção (para o aço é 1) e C_{BT} é o custo de base dos pratos.

Para obter o custo dos pratos é necessário calcular o fator de correção do número de pratos uma vez que este é inferior a 20 através da Equação 4.6. Posteriormente, determinou-se o custo de base dos pratos depende do diâmetro interno da coluna e é obtido com base na Expressão 4.7, para pratos perfurados e altura da coluna compreendia entre 2 a 16 ft (0,6-4,88 m).

$$F_{NT} = \frac{2,25}{1,0414^{NT}} \quad (4.6)$$

$$C_{BT} = 369 e^{0,1739 D_i} \quad (4.7)$$

Assim, o custo de pratos obtido foi de 19 905 € atualizado.

Custos do reevaporador

Foi usado para estimar os custos do reevaporador através da Equação 4.8. Esta equação permite o dimensionamento de equipamentos com base na sua capacidade e conhecendo a capacidade de custo de outro equipamento similar.

$$Custo\ do\ equip.\ A = Custo\ do\ equip.\ B \left(\frac{Capacidade\ equip.\ A}{Capacidade\ equip.\ B} \right)^{0,6} \quad (4.8)$$

Neste caso, o equipamento de referência utilizado foi o permutador dimensionado no EDR do qual se extraiu o custo de equipamento (30 537 €) e comparando a sua capacidade (270 kW) com a do reevaporador (99 kW) foi determinado o seu custo. O valor obtido foi de 16 763 €.