



**NOVA**

NOVA SCHOOL OF  
SCIENCE & TECHNOLOGY

**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA**

CATARINA ISABEL SARDINHA FIGUEIREDO

Licenciada em Ciências de Engenharia Química e Bioquímica

# **RECUPERAÇÃO DE SOLVENTE NA PRODUÇÃO DE FIBRA ACRÍLICA**

DISSERTAÇÃO PARA OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM  
ENGENHARIA QUÍMICA E BIOQUÍMICA

MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA E BIOQUÍMICA

Universidade NOVA de Lisboa

dezembro, 2021





# RECUPERAÇÃO DE SOLVENTE NA PRODUÇÃO DE FIBRA ACRÍLICA

DISSERTAÇÃO PARA OBTENÇÃO DO GRAU DE MESTRE EM  
ENGENHARIA QUÍMICA E BIOQUÍMICA

CATARINA ISABEL SARDINHA FIGUEIREDO

Licenciada em Ciências de Engenharia Química e Bioquímica

Orientador: Mestre Dinis Miguel Zabumba Relvas

Engenheiro de Processo

SGL Composites, S.A.

Coorientador: Professor Mário Fernando José Eusébio

Professor Auxiliar

NOVA School of Science & Technology | FCT NOVA

Júri:

Presidente: Professor Doutor Rui Manuel Freitas Oliveira

Professor Associado com Agregação

NOVA School of Science & Technology | FCT NOVA

Arguente: Doutora Ana Vital Morgado Marques Nunes

Investigadora na LAQV REQUIMTE

NOVA School of Science & Technology | FCT NOVA

Vogal: Mestre Dinis Miguel Zabumba Relvas

Engenheiro de Processo

SGL Composites S.A.

MESTRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA E BIOQUÍMICA

Universidade NOVA de Lisboa

dezembro, 2021



## **Recuperação de Solvente na Produção de Fibra Acrílica**

Copyright © Catarina Isabel Sardinha Figueiredo, Faculdade de Ciências e Tecnologias, Universidade NOVA de Lisboa.

A Faculdade de Ciências e Tecnologias e a Universidade NOVA de Lisboa têm o direito, perpétuo e sem limites geográficos, de arquivar e publicar esta dissertação através de exemplares impressos reproduzidos em papel ou de forma digital, ou por qualquer outro meio conhecido ou que venha a ser inventado, e de a divulgar através de repositórios científicos e de admitir a sua cópia e distribuição com objetivos educacionais ou de investigação, não comerciais, desde que seja dado crédito ao autor e editor.



## Agradecimentos

---

É fundamental prestar os meus sinceros agradecimentos a todos aqueles que me apoiaram direta ou indiretamente numa das fases mais exigentes e cruciais para a conclusão da minha formação em Engenharia Química e Bioquímica. A realização desta dissertação não trata apenas de cumprir com o plano curricular do curso, sendo também um marco importante de um percurso que contou com o apoio de muitos.

Em primeiro lugar, ao meu orientador de estágio, Engenheiro Dinis Relvas, um obrigado não chega para agradecer toda a ajuda e orientações prestadas ao longo destes seis meses. A realização do estágio na SGL Composites, S.A., com o apoio do Dinis, permitiu-me adquirir novos conhecimentos, contribuindo para a minha aprendizagem na área da Engenharia de Processo.

Um agradecimento muito especial à empresa, SGL Composites, S.A., por me ter recebido e acolhido nas suas instalações e me ter dado o privilégio de elaborar este trabalho, podendo assim ter tido a oportunidade de contactar de perto com a indústria química e com as funções que os engenheiros desta área desempenham, em contexto real. Foi uma experiência enriquecedora e muito gratificante.

Aos membros de toda a equipa do Escritório Fabril e Recursos Humanos, por toda a sua simpatia, sempre muito prestáveis e prontos a ajudar; e também aos meus colegas estagiários, que sempre partilhámos todas as preocupações, alegrias e dificuldades com espírito de entreaajuda.

Ao Professor Mário Eusébio um sincero obrigado por todas as reuniões de orientação ao longo deste período, o seu acompanhamento foi indispensável para a realização deste trabalho. Agradecimento este que se estende também a todo o corpo docente do Departamento de Química da FCT, foi um privilégio estudar nesta instituição.

Não posso deixar de agradecer a todos os meus amigos por terem sido incansáveis desde o início, por estarem lá tanto em momentos de alegria como de nervosismo e preocupação, e por sempre terem prestado o seu apoio a superar as dificuldades. A união e entreaajuda que demonstraram ao longo deste percurso foi fundamental, especialmente nestes últimos dois anos atípicos de pandemia.

Por último, mas não menos importante, quero deixar um profundo agradecimento aos meus pais e família, pelo voto de confiança e por terem estado sempre ao meu lado, sem eles nada teria sido possível.

A todos, o meu sincero e profundo OBRIGADO!



## Resumo

---

Devido ao elevado custo dos solventes utilizados na indústria das fibras sintéticas, a sua recuperação torna-se uma parte fundamental e integrante do processo de fabrico. Neste sentido, esta dissertação tem como objetivo simular e analisar o processo de recuperação de solvente numa fábrica de fibras acrílicas, assim como o estudo das emissões fugitivas dos tanques de armazenamento de solvente (N,N-dimetilacetamida), de modo a minimizar as suas perdas para a atmosfera e assim reutilizar o solvente recuperado.

A unidade de Recuperação de Solvente da SGL Composites, S.A., na qual a operação de destilação é processada em quatro colunas de múltiplo efeito, capta solvente diluído em água proveniente da área de extrusão da fibra.

A simulação foi realizada com recurso ao simulador *Aspen Plus 11.1*, com o objetivo de estudar o consumo de vapor a alta pressão consoante variações que possam ocorrer durante o processo produtivo. Após a validação dos resultados da simulação, concluiu-se que um aumento da concentração de solvente em 42 % diminui em cerca de 49 % o caudal de vapor a alta pressão.

As emissões fugitivas de solvente dos tanques de armazenamento de solvente resultam de perdas evaporativas durante o armazenamento e de alterações do nível de líquido dentro do tanque. Estas emissões foram estimadas em cerca de 11 toneladas por ano utilizando o *software* TANKS, das quais 75 % são provenientes do Tanque 70CR.

O Tanque 13+55CR foi aquele que apresentou uma maior quantidade de emissões de solvente como consequência da alteração do nível de líquido.

Por conseguinte, foi realizado um projeto de um sistema que visa recuperar 99,9 % do solvente perdido, através da operação de absorção numa coluna de enchimento.

**Palavras-chave:** recuperação de solvente, emissões fugitivas, fibras acrílicas, simulação do processo, N,N-dimetilacetamida.



## Abstract

---

Due to the high cost of solvents used in the synthetic fiber industry, their recovery becomes a fundamental and integral part of the manufacturing process. Hence, this dissertation aims to simulate and analyse the solvent recovery process in an acrylic fiber plant, as well as to study the fugitive emissions from the solvent storage tanks (N,N-dimethylacetamide), in order to minimize their loss to the atmosphere and thus be able to reuse the recovered solvent.

The Solvent Recovery unit at SGL Composites, S.A., where the distillation operation is processed in four multiple effect columns, receives solvent diluted with water from the spinning area.

The simulation was carried using the Aspen Plus 11.1 simulator, with the purpose of understanding the high pressure steam consumption according to variations that may occur during the production process. After validation of simulation results, it was concluded that an increase in solvent concentration by 42 % causes the high pressure steam flow to decrease by about 49 %.

Solvent fugitive emissions from solvent storage tanks are due to evaporative losses during storage and changes in the liquid level within the tank. These emissions were estimated at 11 tons per year using TANKS software, of which 75 % originating from Tank 70CR.

Tank 13+55CR was the one with the highest amount of solvent emissions as a consequence of the change in liquid level.

Therefore, it was designed a project of a system to recover 99.9 % of the lost solvent through the absorption operation in a packed column.

**Keywords:** *solvent recovery, fugitive emissions, acrylic fibers, process simulation, N,N-dimethylacetamide.*



# Índice de Matérias

---

1.	Introdução.....	1
1.1	Motivação e Objetivos .....	1
1.2	Organização da Dissertação .....	2
2.	Enquadramento Teórico.....	3
2.1	A Fibra Acrílica.....	3
2.1.1	Etapa de Polimerização .....	3
2.1.2	Etapa de Extrusão .....	4
2.2	O Solvente – N,N-dimetilacetamida (DMAC).....	5
2.2.1	Recuperação do Solvente .....	6
2.3	Simulação de Processos Químicos .....	7
2.4	Emissões Gasosas Decorrentes da Produção de Fibra Acrílica.....	10
2.4.1	Técnicas de Estimativa das Emissões de COVs.....	11
2.4.2	Técnicas de Controlo das Emissões de COVs.....	14
2.5	Projeto de uma Coluna de Absorção .....	16
2.5.1	Bases do Projeto .....	16
2.5.2	Dimensionamento da Coluna .....	19
2.5.3	Instrumentação e Controlo .....	20
3.	Caso de Estudo .....	23
3.1	Tecnologia de Fabrico.....	24
3.2	Instalação Fabril .....	25
3.2.1	Parque de Tanques (TF – <i>Tank Farm</i> ) .....	25
3.2.2	Área de Utilidades (UT - <i>Utilities</i> ).....	25
3.2.3	Área de Polimerização Contínua (CP – <i>Continuous Polymerization</i> ).....	26
3.2.4	Parque de Silos (PS – <i>Polymer Storage</i> ) .....	27
3.2.5	Área de Preparação de Xarope (DP – <i>Dope Preparation</i> ) .....	27
3.2.6	Área de Extrusão (SP - <i>Spinning</i> ).....	28
3.2.7	Área de Recuperação de Solvente (SR – <i>Solvent Recovery</i> ) .....	29

3.2.8	Área de Corte e Embalagem (CB – <i>Cut &amp; Baling</i> ) .....	34
3.2.9	Área de Conversão de Cabo (TT – <i>Tow to Top</i> ).....	34
4.	Materiais e Métodos .....	37
4.1	Emissões Fugitivas dos Tanques de Armazenamento de Solvente .....	37
4.2	Proposta de um Sistema de Recuperação de Solvente .....	40
4.2.1	Dimensionamento de uma Coluna de Absorção.....	43
4.2.2	Instrumentação e Controlo .....	50
4.3	Simulação da Unidade de Recuperação de Solvente.....	54
4.3.1	Dados e Condições Operatórias para a Simulação .....	55
4.3.2	Validação dos Resultados da Simulação .....	58
5.	Apresentação e Discussão de Resultados .....	59
5.1	Quantificação das Emissões Fugitivas dos Tanques de Armazenamento de Solvente.....	59
5.2	Proposta de um Sistema de Recuperação de Solvente .....	61
5.3	Resultados da Simulação da Unidade de Recuperação de Solvente .....	66
5.3.1	Validação dos Resultados da Simulação .....	69
5.3.2	Estudo do Comportamento do Caudal de Vapor a Alta Pressão (Vapor 20S) ....	75
6.	Conclusões e Trabalho Futuro .....	81
	Referências Bibliográficas .....	83
	Apêndice A – Curva de Equilíbrio do Sistema DMAC/H <sub>2</sub> O .....	87
	Apêndice B – Nomenclatura das Tubagens e Válvulas para o PID .....	89
	Anexo I – Cor do Tanque/Teto.....	91
	Anexo II – Tipo de Enchimentos .....	93
	Anexo III – Diretrizes para a Escolha do Melhor Modelo Termodinâmico.....	95
	Anexo IV – Representações Gráficas Auxiliares ao Projeto da Coluna de Absorção.....	97
	Anexo V – Informação Auxiliar para o Dimensionamento das Tubagens e Bombas .....	99

## Índice de Figuras

---

Figura 2.1 – <i>Spinneret</i> .....	4
Figura 2.2 – <i>Wet-spinning</i> .....	5
Figura 2.3 – Contribuição dos setores para as emissões de COVNM na Europa, em 2018.....	11
Figura 2.4 – Técnicas de controlo de COVs .....	14
Figura 2.5 – Coluna de enchimento .....	17
Figura 3.1 – Diagrama da instalação fabril na SGL Composites, S.A. ....	25
Figura 3.2 – Diagrama do Processo SR .....	30
Figura 4.1 – Cenário I: esquema representativo do sistema de recuperação de solvente.....	41
Figura 4.2 – Cenário II: esquema representativo do sistema de recuperação de solvente .....	42
Figura 4.3 – Cenário III: esquema representativo do sistema de recuperação de solvente .....	43
Figura 4.4 – Coluna de absorção implementada no programa <i>Aspens Plus 11.1</i> .....	45
Figura 5.1 – Emissões fugitivas dos tanques de armazenamento de solvente .....	60
Figura 5.2 – Diagrama de Pareto.....	60
Figura 5.3 – PID dos Tanques 13+55CR do Cenário II.....	65
Figura 5.4 – PID dos Tanques 70CR e SR do Cenário II.....	66
Figura 5.5 – Diagrama de processo do Processo SR implementado no simulador <i>Aspens Plus 11.1</i> .....	67
Figura 5.6 – Comparação dos valores de temperatura da instalação no dia 18 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação.....	69
Figura 5.7 – Comparação dos valores de temperatura da instalação no dia 23 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação.....	69
Figura 5.8 – Comparação dos valores de temperatura da instalação no dia 29 de setembro de 2021 com os resultados obtidos pela simulação.....	70
Figura 5.9 – Comparação dos valores de caudal da instalação no dia 18 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação .....	71
Figura 5.10 – Comparação dos valores de caudal da instalação no dia 23 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação.....	71
Figura 5.11 – Comparação dos valores de caudal da instalação no dia 29 de setembro de 2021 com os resultados obtidos pela simulação.....	72
Figura 5.12 – Comparação dos valores de fração mássica de CR da instalação no dia 18 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação .....	72
Figura 5.13 – Comparação dos valores de fração mássica de CR da instalação no dia 23 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação .....	73
Figura 5.14 – Comparação dos valores de fração mássica de CR da instalação no dia 29 de setembro de 2021 com os resultados obtidos pela simulação .....	73

Figura 5.15 – Comparação dos valores de caudal de vapor 20S da instalação no dia 18 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação .....	74
Figura 5.16 – Comparação dos valores de caudal de vapor 20S da instalação no dia 23 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação .....	74
Figura 5.17 – Comparação dos valores de caudal de vapor 20S da instalação no dia 29 de setembro de 2021 com os resultados obtidos pela simulação .....	75
Figura 5.18 – Variação do caudal de vapor 20S do revaporizador SR-127 com a composição de CR da corrente 13+55CR .....	76
Figura 5.19 – Variação do caudal de vapor 20S do revaporizador SR-127 com a razão de refluxo da coluna do 1º efeito .....	76
Figura 5.20 – Variação do caudal de vapor 20S do revaporizador SR-127 com o caudal de refluxo da coluna do 1º efeito .....	77
Figura 5.21 – Variação do caudal de vapor 20S do revaporizador SR-127 com a temperatura de cauda da coluna do 1º efeito .....	77
Figura 5.22 – Variação da fração mássica de CR no destilado da coluna do 1º efeito com a fração mássica de CR na corrente 13+55CR .....	78
Figura 5.23 – Variação do caudal de vapor do revaporizador SR-127 com a fração mássica de CR da corrente 13+55CR .....	79
Figura A.1 – Curva de equilíbrio do sistema DMAC/H <sub>2</sub> O (com recurso ao software <i>Aspen Plus 11.1</i> ) .....	87
Figura B.1 – Nomenclatura das tubagens para o PID, segundo as normas da SGL Composites, S.A. ....	89
Figura B.2 – Exemplo de nomenclatura das válvulas para o PID, segundo as normas da SGL Composites, S.A. ....	89
Figura I.1 – Cores do tanque/teto .....	91
Figura II.1 – Blocos de Enchimento Estruturado .....	93
Figura II.2 – Enchimentos Aleatórios (metálicos, cerâmicos ou plásticos) .....	93
Figura II.3 – Relação entre o diâmetro da coluna e o tamanho do enchimento .....	93
Figura III.1 – Diagrama de <i>Carlson</i> para a escolha de modelos termodinâmicos de acordo com o sistema em estudo. Parte 1 .....	95
Figura III.2 – Diagrama de <i>Carlson</i> para a escolha de modelos termodinâmicos de acordo com o sistema em estudo. Parte 2 .....	95
Figura III.3 – Diagrama de <i>Carlson</i> para a escolha de modelos termodinâmicos de acordo com o sistema em estudo. Parte 3 .....	96
Figura IV.1 – Correlações de curvas de perda de carga .....	97
Figura IV.2 – Quedas de pressão em colunas de enchimento .....	98

Figura V1 – Valores para a velocidade ótima de fluidos no interior de tubagens em função da sua densidade.....	99
Figura V.2 – Exemplo de um circuito de uma bomba .....	99
Figura V.3 – Posicionamento dos Equipamentos.....	100
Figura V.4 – Eficiência de bombas centrífugas .....	100



## Índice de Tabelas

---

Tabela 2.1 – Propriedades da DMAC .....	5
Tabela 4.1 – Características dos tanques.....	38
Tabela 4.2 – Dados meteorológicos de Lisboa correspondentes à média de valores entre os anos de 2010 a 2020 .....	39
Tabela 4.3 – Propriedades da DMAC e da Água a inserir no programa.....	39
Tabela 4.4 – Características do enchimento Selas de Berl.....	43
Tabela 4.5 – Instrumentos de controlo.....	50
Tabela 4.6 – Válvulas.....	51
Tabela 4.7 – Parâmetros binários .....	55
Tabela 4.8 – Modelos utilizados para representar os equipamentos e operações do Processo SR .....	55
Tabela 4.9 – Condições operatórias das colunas 1º, 2º, 3º e 4º efeitos .....	56
Tabela 4.10 – Condições operatórias das colunas de remoção de DMA, AC e do separador flash .....	56
Tabela 4.11 – Condições operatórias dos permutadores de calor .....	56
Tabela 4.12 – Dados introduzidos para a corrente 13+55CR e Reaction.....	57
Tabela 4.13 – Dados relativos ao vapor 20S.....	57
Tabela 5.1 – Resultados das emissões anuais dos tanques 13+55CR, 70CR, SR e CR recuperado .....	59
Tabela 5.2 – Balanço de massa à coluna de absorção obtido no <i>Aspen Plus 11.1</i> .....	61
Tabela 5.3 – Resultados do dimensionamento da coluna de absorção.....	62
Tabela 5.4 – Resultados do dimensionamento da coluna de absorção segundo a <i>Sulzer</i> .....	62
Tabela 5.5 – Dimensionamento das tubagens relativas ao Cenário II.....	63
Tabela 5.6 – Resultados do dimensionamento da bomba centrífuga .....	63
Tabela 5.7 – Resultados do consumo de vapor 20S no Processo SR.....	66
Tabela 5.8 – Balanço de massa em estado estacionário do Processo SR.....	68



## Lista de Abreviaturas, Siglas e Acrónimos

---

13CR	N,N-dimetilacetamida a 13 %
55CR	N,N-dimetilacetamida a 55 %
70CR	N,N-dimetilacetamida a 70 %
AC	Ácido Acético
AM	Acrilato de Metilo
AN	Acrilonitrilo
API	Instituto Americano do Petróleo
AR	Ar Comprimido
AV	Acetato de Vinilo
CB	Corte e Embalagem
CEE	Comunidade Económica Europeia
COV	Composto Orgânico Volátil
COVNM	Composto Orgânico Volátil Não Metânico
CP	Polimerização Contínua
CR	Solvente N,N-dimetilacetamida
CSTR	<i>Continuous Stirred Tank Reactor</i>
CUF	Companhia União Fabril
CW	Água Gelada
DCS	Sistema de Controlo Distribuído
DIW	Água Desmineralizada
DMA	Dimetilamina
DMAC	N,N-dimetilacetamida
DMF	Dimetilformamida
DMSO	Sulfóxido de Dimetilo
DP	Preparação de Xarope
DSF	<i>Direct Slurry Feed</i>
EPA	<i>Environmental Protection Agency</i>
HOC	<i>Hayden-O'Connell</i>
IG	Azoto
IPMA	Instituto Português do Mar e da Atmosfera
L3	Polímero para a produção de fibra têxtil
NIST	<i>National Institute of Standards and Technology</i>
NPSH	<i>Net Positive Suction Head</i>
NRTL	<i>Non-Random Two-Liquid</i>

PAN	Poliacrilonitrilo
PEN-ROB	<i>Peng Ronbison</i>
PFC	Precursor de Fibra de Carbono
PID	<i>Piping &amp; Instrumentation Diagram</i>
PRV	Válvula de Alívio de Pressão
PS	Parque de Silos
RK-SOAVE	<i>Redlich-Kwong Soave</i>
RW	Água Recuperada
SM	Produção de Solvente
SP	<i>Spinning</i>
SPM	Máquina de <i>Spinning</i>
SR	Recuperação de Solvente
SS	<i>Slurry Stripping</i>
TF	Parque de Tanques
TT	Conversão de Cabo
UNIFAC	<i>Universal Functional Activity Coefficient</i>
UNIQUAQ	<i>Universal Quasichemical Activity Coefficient</i>
UT	Utilidades
VLE	<i>Vapor/Liquid Equilibrium</i>
W	Água Industrial

## Lista de Símbolos

---

$\psi$	Parâmetro de fluxo
$\varepsilon$	Porosidade das partículas de enchimento
$\eta$	Eficiência da bomba, (%)
$\rho$	Massa específica do fluido, (Kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_G$	Massa específica do gás, (Kg/m <sup>3</sup> )
$\rho_L$	Massa específica do líquido, (Kg/m <sup>3</sup> )
$\mu_G$	Viscosidade dinâmica do gás, (Pa.s)
$\mu_L$	Viscosidade dinâmica do líquido, (N.s/m <sup>2</sup> )
$\sigma_c$	Tensão superficial do material das partículas de enchimento, (N/m)
$\sigma_L$	Tensão superficial do líquido, (N/m)
$\Delta z$	Diferença de elevações, (m)
$\Delta P$	Queda de pressão, (Pa)
$\Delta P_{AC}$	Perda de carga nos acessórios das tubagens, (Pa)
$\Delta P_f$	Perda de carga no tubo, (Pa)
$\Delta P_H$	Perda de carga em altura, (Pa)
$\Delta P_L$	Perda de carga em linha, (Pa)
$\Delta P_{VC}$	Perda de carga na válvula de controlo, (Pa)
$\Delta P_{Total}$	Perda de carga total, (Pa)
$A$	Área da secção reta da coluna, (m <sup>2</sup> )
$A_c$	Área da secção reta do tubo, (m <sup>2</sup> )
$a_e$	Área interfacial específica, (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )
$a_p$	Área específica superficial do enchimento, (m <sup>2</sup> /m <sup>3</sup> )
$C_f$	Capacidade máxima, (m/s)
$D_G$	Difusividade do gás, (m <sup>2</sup> /s)
$D_L$	Difusividade do líquido, (m <sup>2</sup> /s)
$d$	Diâmetro equivalente do enchimento, (m)
$d_c$	Diâmetro da coluna, (m)
$d_i$	Diâmetro interno do tubo, (m)
$d_p$	Tamanho das partículas de enchimento, (m)
$f$	Fator de fricção
$F_p$	Fator de enchimento, (m <sup>-1</sup> )
$g$	Aceleração gravítica, (m/s <sup>2</sup> )
$G$	Caudal mássico de gás, (Kg/s)

$G'$	Fluxo mássico de gás, (Kg/m <sup>2</sup> .s)
$G_s$	Caudal molar de gás isento de soluto, (mol/h)
H	Altura de líquido antes da sucção da bomba, (m)
$H_L$	Unidade individual de transferência do líquido, (m)
$H_G$	Unidade individual de transferência do gás, (m)
$H_{OG}$	Altura total equivalente a uma unidade de transferência do gás, (m)
$H_w$	<i>Liquid Hold-Up</i> , (m <sup>3</sup> líquido/m <sup>3</sup> coluna)
h	Altura manométrica, (m)
$K_4$	Constante
$K_5$	Constante
$k_G$	Coefficiente de transferência de massa para a fase gasosa, (Kmol/s.m <sup>2</sup> .bar)
$k_L$	Coefficiente de transferência de massa para a fase líquida, (m/s)
L	Comprimento da tubagem, (m)
$L'$	Fluxo mássico de líquido, (Kg/m <sup>2</sup> .s)
$L_s$	Caudal molar de líquido isento de soluto, (mol/h)
M	Massa molar, (Kg/Kmol)
m	Declive da linha de equilíbrio
$N_{OG}$	Número de unidades de transferência do gás
$P_1$	Pressão à entrada da bomba, (Pa)
$P_2$	Pressão à saída da bomba, (Pa)
P	Potência da bomba, (KW)
$P_v$	Pressão de vapor, (Pa)
$Q_m$	Caudal mássico, (Kg/s)
$Q_v$	Caudal volumétrico, (m <sup>3</sup> /s)
R	Constante dos gases perfeitos
Re	Número de <i>Reynolds</i>
T	Temperatura, (°C)
u	Velocidade do fluído no tubo, (m/s)
$u_G$	Velocidade do gás, (m/s)
$v_f$	Velocidade de inundação, (m/s)
W	Trabalho, (J/Kg)
$X_1$	Razão molar de soluto na corrente de saída de líquido
$X_2$	Razão molar de soluto na corrente de entrada de líquido
$Y^*$	Razão molar em equilíbrio
$Y_1$	Razão molar de soluto na corrente de entrada de gás
$Y_2$	Razão molar de soluto na corrente de saída de gás

$y^*$	Fração molar em equilíbrio
$y_1$	Fração molar de soluto na corrente de entrada de gás
$y_2$	Fração molar de soluto na corrente de saída de gás
$Z$	Altura da coluna, (m)



# 1. Introdução

---

## 1.1 Motivação e Objetivos

O segmento das fibras sintéticas detém cerca de metade do consumo global de fibra, com aplicações em vários setores industriais. O *nylon*, o poliéster e a fibra acrílica foram avaliados como produtos comerciais potencialmente valiosos, apresentando-se como os três maiores segmentos de fibras sintéticas [1].

Devido às propriedades físicas e químicas que apresentam (como a resistência elétrica, elasticidade e densidade reduzida), o mercado das fibras acrílicas tem vindo, progressivamente, a assistir a um crescimento constante e é expectável que se mantenha a um ritmo semelhante ao longo dos próximos anos [2]. Este crescimento desencadeou a produção e comercialização de fibra acrílica em diversas unidades industriais, levando a reforçar a aposta na Inovação e Desenvolvimento com o objetivo de oferecerem uma gama de produtos mais diversificada e de maior valor acrescentado. De entre estas empresas, encontra-se a SGL Composites, S.A., única produtora em Portugal.

Atualmente, a SGL Composites, S.A. compete praticamente com todos os produtores mundiais de fibra acrílica e tem como principal preocupação a adequação do produto às exigências dos clientes.

Neste contexto, surge a oportunidade de realização de um estágio curricular na SGL Composites, S.A., na área de Engenharia de Processo, com o propósito de **simular e analisar o processo de recuperação de solvente utilizado na produção da fibra, de modo a compreender o comportamento do consumo de vapor a alta pressão; e, por outro lado, estudar as emissões dos tanques de armazenamento de solvente, de modo a minimizar as suas perdas para a atmosfera**. O estágio curricular, com duração de seis meses, teve como finalidade a realização da presente dissertação para obtenção do grau de mestre em Engenharia Química e Bioquímica.

A produção de fibra acrílica implica a utilização de elevadas quantidades de solvente, pelo que a sua recuperação se torna uma etapa fundamental do processo produtivo. Neste sentido, existe a necessidade de desenvolver tecnologias rentáveis que minimizem os resíduos de solvente, muitos dos quais são libertados para a atmosfera.

Por outro lado, as variações no nível de solvente residual em fibras acrílicas têm um impacto negativo nos parâmetros de qualidade do produto final [3] e a sua recuperação implica elevados consumos de energia, pelo que a simulação e a modelação computacional de processos pode contribuir como uma ferramenta de gestão, permitindo a testagem de várias condições de operação que podem afetar o processo e assim determinar aquelas que apresentam melhorias na sua eficiência, contribuindo para a redução de custos.

Um dos objetivos desta dissertação surgiu da necessidade que a SGL Composites, S.A. tem em analisar o comportamento da unidade de recuperação de solvente, consoante alterações no processo que possam resultar na diminuição de custos associados à produção, nomeadamente o custo relacionado com a utilização do vapor a alta pressão.

## **1.2 Organização da Dissertação**

Esta dissertação encontra-se organizada nos seguintes capítulos principais:

### **▪ Capítulo 2 – Enquadramento Teórico**

Inclui o enquadramento teórico no contexto dos objetivos da presente dissertação acima mencionados. É apresentada a descrição das etapas de produção de fibra acrílica, bem como uma descrição mais detalhada das características do solvente utilizado pela empresa e a sua recuperação. A importância da simulação de processos no contexto da indústria química também é analisada neste capítulo. Por outro lado, são abordados os impactos decorrentes das emissões fugitivas em meio industrial dando especial importância aos compostos orgânicos voláteis libertados nessas emissões. É feita uma análise e descrição das principais tecnologias existentes que permitem estimar e controlar este tipo de emissões, e são descritos todos os passos que envolvem a projeção de um sistema de recuperação de solvente.

### **▪ Capítulo 3 – Caso de Estudo**

Neste capítulo é feita uma breve explicação da história da SGL Composites, S.A. e das áreas de produção em que está dividida a unidade fabril, com base nos manuais da empresa. É possível destacar o processo de recuperação de solvente da área de recuperação de solvente, uma vez que é o processo principal em que incide os objetivos da presente dissertação.

### **▪ Capítulo 4 – Materiais e Métodos**

Neste capítulo é apresentado os passos e dados necessários para a execução do trabalho prático, estando dividido em três subcapítulos; os dois primeiros são referentes ao estudo das emissões, onde é estão apresentados todos os dados necessários para estimar as emissões fugitivas e, por outro lado, as etapas do projeto do sistema de recuperação de solvente. O último subcapítulo é dedicado à simulação do processo de recuperação de solvente.

### **▪ Capítulo 5 – Apresentação e Discussão de Resultados**

Neste capítulo procede-se à demonstração e interpretação dos resultados obtidos, tanto no que diz respeito às emissões fugitivas, como aos resultados da simulação, tendo em conta as abordagens definidas anteriormente.

### **▪ Capítulo 6 – Conclusões e Trabalho Futuro**

De acordo com os objetivos definidos, apresenta-se neste capítulo as considerações finais sobre o trabalho realizado e as sugestões para possíveis desenvolvimentos futuros.

## 2. Enquadramento Teórico

---

### 2.1 A Fibra Acrílica

As fibras sintéticas (ou não celulósicas) são obtidas a partir da polimerização de compostos mais pequenos (monómeros) que leva à formação de longas cadeias de polímeros, como a fibra acrílica, o *nylon* e o poliéster [4].

Todas as fibras acrílicas comerciais são produzidas a partir da polimerização do monómero acrilonitrilo (AN) em poliacrilonitrilo (PAN), combinada com pelo menos um outro comonómero, de modo a melhorar as propriedades da fibra [5, 6]. Normalmente, estas fibras contêm cerca de 85 % do monómero AN, sendo que os restantes 15 % consistem em comonómeros neutros e/ou iónicos [5].

Os comonómeros mais comuns são os neutros (no sentido em que não se destinam a participar em nenhuma reação química), como o acrilato de metilo (AM) e o acetato de vinilo (AV), que são utilizados de modo a aumentar a solubilidade do polímero nos solventes e a melhorar a velocidade de difusão dos corantes na fibra [5, 6].

#### 2.1.1 Etapa de Polimerização

Todos os processos comerciais de polimerização de AN para a produção de fibra acrílica são baseados em técnicas de radicais livres, uma vez que são facilmente controláveis e são capazes de incorporar os comonómeros desejados. Neste tipo de polimerização, os monómeros vão sendo adicionados sucessivamente à cadeia polimérica [6].

Apesar de qualquer processo de radicais livres ser eficiente, o processo contínuo de produção de PAN é, atualmente, o método de polimerização mais comum utilizado industrialmente [6, 8].

Neste processo de polimerização, a reação dá-se num reator de tanque agitado e são utilizados monómeros e iniciadores solúveis em água, sendo que as etapas de iniciação e crescimento radicalar ocorrem na fase aquosa. A suspensão de polímero obtida transborda do reator, sendo posteriormente separados os monómeros que não reagiram. Após a separação, o polímero é submetido a operações de filtração e secagem, sendo por fim armazenado na forma de *pellets*, antes de ser dissolvido num solvente, formando um fluído viscoso (xarope), de modo a incorporar a etapa de extrusão [5, 6, 8].

Os polímeros que originam as fibras acrílicas não são solúveis na maioria dos solventes orgânicos. Neste sentido, os melhores solventes utilizados industrialmente para a preparação de xarope são aqueles que são formados por moléculas polares com uma massa molar reduzida, entre os quais se destacam a dimetilformamida (DMF), a N,N-dimetilacetamida (DMAC) e o sulfóxido de dimetilo (DMSO) [7].

Tendo em conta a utilização de solventes orgânicos existem, pelo menos, dois processos de preparação de xarope. Num dos processos, o polímero húmido proveniente da etapa de polimerização é seco ao passar através de um evaporador, enquanto no outro processo, o polímero passa por um permutador de calor tubular para dissolver o polímero no solvente, sendo posteriormente encaminhado para uma zona de vaporização, com vista a remover a água [5].

### 2.1.2 Etapa de Extrusão

Após a etapa de polimerização, segue-se o processo de transformação do xarope produzido em filamentos individuais que leva à formação da fibra acrílica, o qual é designado por extrusão da fibra.

A tecnologia de extrusão da fibra utilizada para um determinado polímero específico depende do seu ponto de fusão, estabilidade e solubilidade em solventes orgânicos e/ou inorgânicos. A extrusão por fusão (*melt-spinning*), onde é utilizado calor para derreter o polímero de modo a obter os filamentos de fibra no *spinneret*, não se aplica à produção de fibras acrílicas, uma vez que o polímero se degrada quando se atinge temperaturas próximas dos 300 °C [5].

Neste sentido, a extrusão da fibra ocorre tipicamente segundo dois métodos: *wet-spinning*, onde o xarope passa através de um conjunto de *spinnerets*<sup>1</sup> (Figura 2.1) submersos num banho de coagulação, e *dry-spinning*, segundo o qual o xarope passa através de *spinnerets* localizados no topo de uma coluna [4, 5].

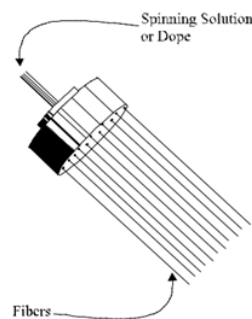


Figura 2.1 – *Spinneret* [4]

A tecnologia *wet-spinning* (Figura 2.2) é a mais utilizada atualmente na indústria, representando cerca de 85 % da produção de fibra acrílica em todo o mundo, devido à variedade de solventes que podem ser utilizados, bem como, a alta recuperação de solvente que é conseguida através deste processo.

---

<sup>1</sup> *Spinnerets* são placas circulares de pequena espessura em aço inox ou tântalo, compostos por várias dezenas de milhares de orifícios diferentes, consoante a forma e a dimensão da secção transversal dos filamentos que se pretende obter. Os orifícios estão dispostos em círculos concêntricos em setores, separados por seis a doze canais não perfurados que irradiam do centro do *spinneret*.

Esta tecnologia de extrusão também apresenta a vantagem de gerar uma estrutura em gel porosa que conduz facilmente o tingimento em linha da fibra [6].

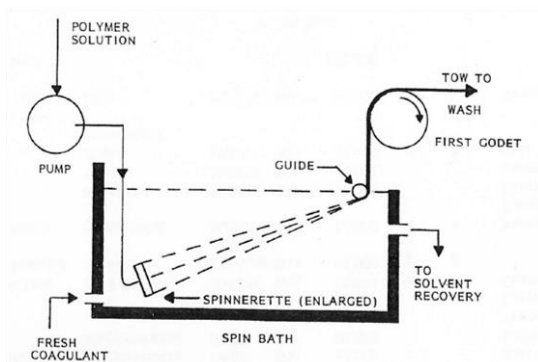


Figura 2.2 – *Wet-spinning* [5]

Neste processo a solução de polímero passa através de submersos num banho de coagulação constituído, normalmente, por uma mistura aquosa do solvente utilizado na preparação do xarope. Deste modo, como o polímero não é solúvel em água, o solvente difunde-se do xarope para a água enquanto o polímero coagula, dando origem à fibra [4, 6, 8].

Após esta etapa, a fibra resultante é submetida a uma ou mais operações de processamento diferentes, de forma a garantir os requisitos necessários e propriedades físicas desejadas [4].

## 2.2 O Solvente – N,N-dimetilacetamida (DMAC)

No processo de produção de fibra acrílica da SGL Composites, S.A., o solvente utilizado para a formação de xarope é a N,N-dimetilacetamida.

A N,N-dimetilacetamida (DMAC) é um composto orgânico líquido, polar, incolor, completamente miscível em água, com um ponto de ebulição elevado, cujas perdas para o ambiente podem ser divididas em perdas líquidas (recolhidas e sujeitas ao tratamento de efluentes), gasosas (emitidas para a atmosfera por válvulas de ventilação), sólidas (enviadas para um incinerador) e como resíduo presente no produto final (< 0,5 %) [9, 10].

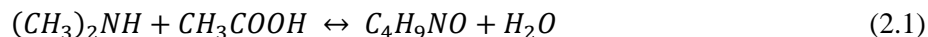
Na Tabela 2.1 estão apresentadas as principais propriedades deste composto.

Tabela 2.1 – Propriedades da DMAC [8]

Fórmula Molecular	C <sub>4</sub> H <sub>9</sub> NO
Massa Molar [g/mol]	87,12
Massa Específica (20 °C) [g/cm <sup>3</sup> ]	0,945
Viscosidade Dinâmica (25 °C) [mPa.s]	0,92
Temperatura de Ebulição [°C]	165,5
Temperatura de Fusão [°C]	-20

O facto de o seu ponto de ebulição ser elevado (cerca de 165,5 °C) permite que as reações em que este composto participa sejam realizadas em gamas de temperatura mais elevadas comparativamente a outros solventes [9].

A reação que visa a produção de DMAC mais importante no contexto da presente dissertação é entre a dimetilamina (DMA) e o ácido acético (AC) com a formação de água, segundo a Equação (2.1). Como consequência das ligações de hidrogénio formadas entre a DMAC e o AC, este último composto torna-se um contaminante no produto final, formando misturas azeotrópicas.



A DMAC é um solvente significativamente mais dispendioso do que a DMF, no entanto torna-se geralmente mais económico porque a sua recuperação, em muitas aplicações, é mais acessível em termos monetários [8].

### 2.2.1 Recuperação do Solvente

Devido ao elevado custo do solvente utilizado na preparação do xarope, a sua recuperação constitui uma parte integrante e fundamental do processo de produção de fibra. Atualmente, cerca de 94 a 98 % dos solventes utilizados na formação de fibras acrílicas são recuperados, podendo ser reutilizados no processo [4].

Neste sentido, o processamento de fibras acrílicas por extrusão segundo a tecnologia *wet-spinning* requer um sistema de recuperação e purificação de solvente após a etapa de extrusão, uma vez que é nesta etapa que existem maiores concentrações de solvente e, por isso, permite que ocorra uma recuperação mais eficiente e economicamente viável [4, 10].

O processo de recuperação de solvente (adiante designado por Processo SR) tem como objetivo separar o solvente (no contexto da empresa designado por CR) da água e dos restantes componentes dissolvidos, de modo que seja alcançada a pureza desejada.

A destilação é o principal processo de separação utilizado nas indústrias químicas para a separação de misturas líquidas e, apesar de ser um processo exigente em termos energéticos devido à quantidade de energia requerida, continua atualmente a ser o processo de separação preferencial, nomeadamente nas indústrias produtoras de fibras sintéticas.

O aspeto mais importante da operação de destilação, no contexto das indústrias de fibras, é a máxima eficiência de separação e recuperação alcançada, uma vez que milhares de toneladas de solvente podem ser alimentadas a uma coluna de destilação [10].

Segundo a tecnologia *wet-spinning*, o banho de coagulação onde se encontram os *spinnerets* submersos contém elevadas quantidades de solvente diluído em água. Esta mistura é encaminhada para

uma coluna de destilação onde o solvente é separado da água e recuperado para posterior reutilização [10].

O largo impacto do processo de destilação nos custos de investimento e operação tem impulsionado o desenvolvimento de sistemas de destilação mais complexos, cuja principal finalidade consiste na otimização energética do processo em si.

Nas últimas décadas, várias configurações têm sido desenvolvidas com vista a melhorar, a nível energético e económico, a operação de destilação. Neste contexto, a destilação processada em colunas de múltiplo efeito colocadas em série consiste em utilizar a energia do produto de topo de uma coluna de destilação para compensar a energia requerida pelo revaporizador da coluna seguinte. A energia requerida pelo revaporizador de uma coluna é, desta forma, reduzida [11].

Outra característica deste tipo de sistema é que a temperatura decresce gradualmente ao passar de um efeito para outro, fazendo com que cada efeito funcione com um valor de pressão cada vez menor, a fim de permitir a evaporação da água e a recuperação do solvente [12].

### 2.3 Simulação de Processos Químicos

Os simuladores de processos químicos são uma ferramenta tecnológica, baseada em modelos termodinâmicos, essenciais no projeto e otimização de unidades piloto ou industriais, permitindo determinar a operabilidade de equipamentos que integram esses mesmos processos.

A simulação computacional de processos químicos industriais refere-se à criação de um modelo abstrato que represente um determinado processo químico, capaz de fornecer as respostas do processo real, permitindo verificar o seu comportamento à alteração de diversas variáveis e, conseqüentemente, avaliar possibilidades de melhoria [16].

Neste contexto, a modelação de um processo pode revelar-se vantajosa, uma vez que permite otimizar condições operatórias já existentes, melhorando a produção, acompanhar uma instalação em toda a sua vida útil, prever e reduzir impactos ambientais, reduzir custos de operação, analisar estimativas de investimentos futuros, desenvolver balanços de massa e de energia e dimensionar equipamentos [13]. De um modo geral, permite adaptar a unidade de acordo com novas estratégias consoante as alterações de mercado.

O simulador *Aspen Plus 11.1* consiste num *software* informático, o qual apresenta uma base de dados com modelos termodinâmicos, correlações e coeficientes de interação, fundamentais para a simulação de processos químicos e cálculo das propriedades físicas dos componentes. Este programa foi assim concebido para prever o comportamento de processos na área da engenharia química [14], possibilitando a simulação, otimização e monitorização do desempenho dos mesmos para diversos tipos de indústrias.

Para executar uma simulação no simulador *Aspen Plus 11.1* é necessário, em primeiro lugar, especificar os componentes químicos do processo, escolher os modelos termodinâmicos mais apropriados que representem as propriedades dos componentes puros e misturas, especificar as operações unitárias e a sua sequência, seleccionar o modelo que melhor represente essas operações, definir correntes e condições operatórias.

O *Aspen Plus 11.1* contém o maior banco de componentes puros e dados de equilíbrio de fase para todos os produtos químicos convencionais, eletrólitos, sólidos e polímeros (*U.S. National Institute of Standards and Technology – NIST*), a partir do qual é possível seleccionar os componentes presentes no processo que se pretende simular.

Por outro lado, a escolha do modelo termodinâmico que melhor se adequa ao processo implementado é fundamental para a fiabilidade dos resultados obtidos. É de notar que nenhum modelo é capaz de representar integralmente o comportamento de todas as misturas, pois consoante os compostos químicos envolvidos, as condições do processo e o tipo de transformações que ocorrem, são verificadas diferentes interações e, conseqüentemente, comportamentos diferentes [15].

Existem modelos termodinâmicos que utilizam, conforme o sistema em estudo, equações de estado ou métodos baseados em coeficientes de atividade. Estes últimos apresentam, normalmente, um bom desempenho quando aplicados a sistemas com compostos polares e baixas pressões (inferiores a 10 atm).

Os modelos baseados em coeficientes de atividade pressupõem a existência de interações das estruturas moleculares existentes no sistema. Como exemplos destes modelos existem os modelos *WILSON*, *Non-Random-Two-Liquid (NRTL)*, *Universal Functional Activity Coefficient (UNIFAC)* e *Universal Quasichemical Activity Coefficient (UNIQUAC)* [16].

Já os modelos que utilizam equações de estado, como os modelos *Peng Robinson (PENG-ROB)*, *Redlich-Kwong Soave (RK-SOAVE)* e *Perturbed-Chain Statistical Associating Fluid Theory-copolymer systems (PC-SAFT)*, são indicados quando estão presentes compostos não polares e para sistemas de hidrocarbonetos com gases leves, como o dióxido de carbono, o azoto e o sulfeto de hidrogénio [16].

A seleção do modelo termodinâmico mais adequado deve ter em conta o tipo de espécies envolvidas e as condições operatórias do processo.

De modo a facilitar a escolha do modelo termodinâmico mais apropriado para o caso em estudo, *Carlson* (1996) elaborou o diagrama apresentado nas Figuras III.1, III.2 e III.3 do Anexo III. Estes diagramas mostram as etapas básicas de decisão.

Uma vez que muitos processos químicos incluem destilações, uma consideração importante na escolha do modelo termodinâmico é garantir a correta representação do comportamento líquido-vapor (VLE).

Para sistemas não ideais as equações de estado possuem algumas limitações, sendo recomendado nestes casos modelos de atividade como o WILSON ou o NRTL [17].

O modelo de *Wilson* (1964) supõe que a razão entre duas moléculas depende da sua diferença de tamanho e energia de interação, existindo assim ao redor de cada molécula, uma composição local que difere da composição média. A equação de *Wilson* consegue, de uma forma consistente, prever o comportamento de sistemas multicomponentes a partir dos respetivos parâmetros binários [18], sendo também um bom modelo de estimativa na presença de misturas que apresentem grandes desvios à lei de *Raoult*, nomeadamente, quando a mistura apresenta um azeótropo, como é o caso da mistura DMAC/AC.

A equação do modelo NRTL é uma extensão do modelo de *Wilson* que é capaz de representar o comportamento do equilíbrio líquido-líquido, líquido-vapor e líquido-líquido-vapor para líquidos totalmente ou parcialmente miscíveis. Este é um dos modelos mais utilizado atualmente, uma vez que é facilmente adaptado para sistemas multicomponentes e não ideais [17].

A simulação do processo de recuperação de solvente tem como objetivo compreender o comportamento do consumo de vapor a alta pressão, consoante algumas variações que podem ocorrer ao longo do processo produtivo.

O vapor é uma utilidade muito utilizada na indústria química, principalmente para trocas de calor. O vapor apresenta uma série de vantagens como utilidade, nomeadamente, o facto de ter um elevado calor associado à mudança de fase, o que implica elevados coeficientes de transferência de calor [19].

No entanto, existem custos associados à sua ineficiente utilização, pelo que é necessário avaliar corretamente o seu consumo, principalmente, na fase do processo em que exige maiores quantidades desta utilidade. Neste contexto, é de extrema importância para a empresa, ter o conhecimento do caudal de vapor necessário consoante as alterações que podem ocorrer ao longo do processo, permitindo assim adequar o seu consumo às necessidades, reduzindo os gastos.

Na SGL Composites, S.A. existem dois tipos de vapor a alta pressão, um a 6 bar (vapor 5S) e outro a 20 bar (vapor 20S), o qual é fornecido à empresa pela Central de Cogeração do Barreiro, sendo que a sua principal aplicação é no aquecimento do processo em áreas da instalação que requerem elevadas temperaturas.

## 2.4 Emissões Gasosas Decorrentes da Produção de Fibra Acrílica

A indústria química é conhecida como uma das principais fontes de poluição ambiental, sendo as emissões gasosas o segundo maior problema de poluição, logo a seguir aos efluentes líquidos.

Das emissões gasosas provenientes do setor industrial fazem parte partículas, compostos orgânicos voláteis, gases ácidos, poluentes resultantes da combustão e odores.

Nas indústrias produtoras de fibra acrílica as emissões de poluentes atmosféricos incluem, maioritariamente, monómeros residuais, solventes orgânicos, aditivos e outros compostos usados no processamento da fibra [4]. Essas emissões, como sendo a principal fonte de poluição ambiental na Europa, refletem-se em cerca de 650 toneladas por ano relacionadas com a produção de fibra.

Os compostos orgânicos voláteis (COVs) são resultantes do uso de solventes orgânicos em múltiplas atividades industriais, que no caso da SGL Composites, S.A. é a DMAC.

Segundo o Decreto-Lei nº 39/2018, de 11 de junho, composto orgânico é “qualquer composto que contenha pelo menos o elemento carbono e um ou mais dos seguintes elementos: hidrogénio, halogéneos, oxigénio, enxofre, fósforo, silício ou azoto, com exceção dos óxidos de carbono e dos carbonatos e bicarbonatos inorgânicos” [20]. Um Composto Orgânico Volátil (COV) apresenta uma pressão de vapor igual ou superior a 0,01 KPa a 293,15 K.

Os Compostos Orgânicos Voláteis (COVs) são uma classe de poluentes atmosféricos que podem ter origem natural (em emissões vulcânicas, processos microbiológicos, entre outros) ou podem resultar de atividades humanas (processos industriais, geração de energia, queima de combustíveis fósseis, etc.), sendo aqueles que mais contribuem para as emissões decorrentes da produção de fibra sintética, pelo que se revelam numa preocupação a nível mundial.

Uma das fontes principais de COVs neste tipo de indústria resulta, principalmente, dos processos de produção de fibra que utilizam solventes orgânicos para dissolver o polímero na etapa de preparação de xarope ou na etapa de extrusão da fibra. Estes processos, embora representem apenas 20 % da produção total da indústria, geram cerca de 94 % das emissões totais de COVs [4].

Estes compostos apresentam efeitos adversos ao meio ambiente e à saúde humana, além de exercerem um papel importante na formação de oxidantes fotoquímicos, como o ozono. O ozono é considerado o maior poluente atmosférico, contribuindo para a ocorrência de alterações na composição da atmosfera que conduzem a problemas com efeito global, como a intensificação do efeito de estufa.

O gráfico da Figura 2.3 ilustra as emissões de Compostos Orgânicos Voláteis Não Metânicos (COVNM) por setor, na Europa, em 2018. É possível observar que as atividades industriais constituem a principal fonte de emissões, contribuindo com cerca de 52 % do total das emissões europeias [21].

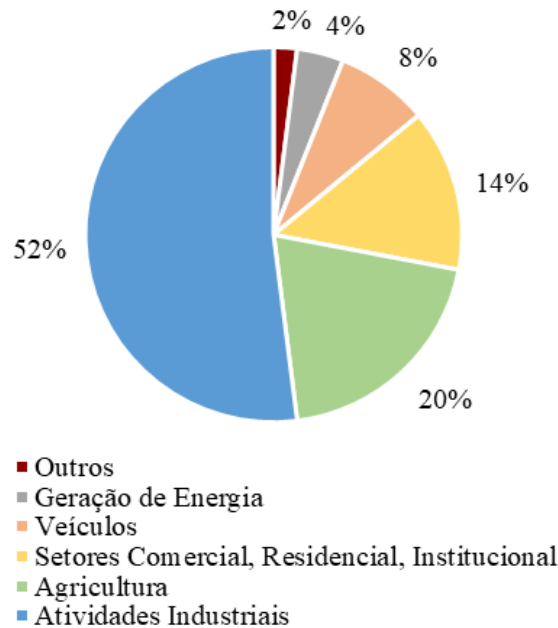


Figura 2.3 – Contribuição dos setores para as emissões de COVNM na Europa, em 2018, adaptado de [21]

A libertação de COVs para a atmosfera como consequência das atividades industriais, resultam, predominantemente, de emissões fugitivas em acessórios de tubulações dos processos produtivos (válvulas, flanges, conexões, etc.) e emissões evaporativas em tanques de armazenamento.

Emissões fugitivas são emissões de gases ou vapores em equipamentos, que ocorrem devido a libertações voluntárias ou involuntárias, nas mais diversas atividades industriais. São emissões de difícil controlo que afetam não só a qualidade do ar local, como também podem ter consequências graves para os lucros da empresa, causadas pela perda de produto [22].

Neste sentido, é de grande importância para uma empresa o conhecimento de todas as emissões que ocorrem no decurso do processo de produção, podendo assim verificar se há perdas de matéria-prima devido a emissões fugitivas, o que possibilita a execução de medidas de acompanhamento do problema, desenvolvimento de estratégias de controlo e a redução de possíveis gastos causados por essas emissões.

#### 2.4.1 Técnicas de Estimativa das Emissões de COVs

Podem encontrar-se tanques de armazenamento de líquidos orgânicos em muitas indústrias, incluindo refinarias, indústrias petroquímicas e indústrias que consomem ou produzem líquidos orgânicos [23].

Na SGL Composites, S.A., os tanques que armazenam solvente são de dois tipos diferentes, de teto fixo ou horizontais. Os tanques de teto fixo consistem, tipicamente, num vaso cilíndrico em aço com um teto permanentemente fixo que pode ter um formato cónico ou abobadado. Os tanques

horizontais são, geralmente, construídos em aço e de forma que o seu comprimento não seja superior a seis vezes o seu diâmetro, de modo a garantir a sua integridade estrutural [23].

Existem algumas técnicas que permitem estimar emissões em instalações industriais, entre as quais se destacam:

- **Medida Direta**, a qual inclui a recolha periódica de amostras, envolvendo monitorização contínua. Ao abrigo do Decreto-Lei nº 39/2018, de 11 de junho, a frequência da monitorização de uma fonte é dependente dos caudais mássicos de poluentes emitidos pela mesma [20]. Porém, esta técnica é de custo elevado, apesar de gerar valores mais exatos.
- **Fatores de Emissão**, que são desenvolvidos com base nas emissões médias medidas nos equipamentos ao longo do processo produtivo. Um fator de emissão é um valor representativo que relaciona a quantidade de um poluente libertado para a atmosfera com a atividade associada à mesma.
- **Modelos de estimativas disponíveis em softwares**, baseados em equações e valores empíricos. A Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos (U.S. EPA) desenvolveu códigos de simulação para os algoritmos de modelos de emissão, como é o caso do *software* TANKS, o qual é utilizado para estimar as emissões atmosféricas de líquidos orgânicos em tanques de armazenamento.

O *software* TANKS permite aos utilizadores introduzir informações específicas sobre o tanque em estudo (dimensões, construção, estado da pintura, etc.), as propriedades do líquido armazenado (componentes químicos, temperatura do líquido, etc.) e as características meteorológicas do local onde se encontra o tanque (temperatura ambiente, etc.), de modo a gerar um relatório com as emissões atmosféricas [24].

As emissões em tanques de armazenamento de líquidos orgânicos resultam da evaporação do líquido armazenado e variam em função da capacidade do tanque, da pressão de vapor do líquido, do caudal de alimentação ao tanque e das condições meteorológicas da localidade. Os mecanismos de cálculo das emissões foram desenvolvidos pelo Instituto Americano do Petróleo (API) e variam consoante a configuração do tanque [23].

Em tanques de armazenamento de teto fixo, frequentemente concebidos para armazenar líquidos orgânicos em indústrias químicas e petroquímicas, as emissões resultam não só das perdas evaporativas durante o armazenamento (designadas por *Standing Losses*) como também das perdas evaporativas que ocorrem durante as operações de enchimento do tanque (designadas por *Working Losses*) [23].

As *Standing Losses* estão relacionadas com a libertação de gases do tanque como consequência da expansão e contração do gás presente no espaço vazio dentro do tanque, que resulta devido às

mudanças de temperatura. Estas perdas ocorrem sem alterar o nível do líquido. À medida que o gás expande devido ao aumento da temperatura, a pressão dentro do tanque aumenta e os gases são libertados através das válvulas de ventilação do tanque.

As emissões decorrentes de operações de enchimentos (*Working Losses*) são o resultado de um aumento do nível de líquido dentro do tanque. À medida que o nível do líquido aumenta, a pressão no interior do tanque aumenta e os gases são libertados através das válvulas de ventilação.

De acordo com o tipo de tanque, existem alguns campos do programa que necessitam de ser preenchidos com os dados referentes ao tanque em estudo [24]:

- **Comprimento do tanque:** este valor corresponde ao comprimento do vaso cilíndrico, sem ter em conta a altura do teto. Deve situar-se entre 5 e 65 ft inclusive (valores fora deste intervalo não são aceites pelo programa);
- **Diâmetro do tanque:** este valor corresponde ao diâmetro do vaso cilíndrico;
- **Altura máxima de líquido:** este valor corresponde à altura máxima que o líquido pode atingir no interior do tanque. Deve ser inferior ou igual à altura do tanque;
- **Altura média de líquido:** este valor corresponde à altura média do líquido dentro do tanque. Deve ser inferior ou igual à altura máxima de líquido;
- **Volume do tanque:** este valor corresponde à capacidade do tanque;
- **Caudal de entrada:** este valor corresponde ao caudal de entrada de líquido no tanque por ano;
- **Aquecimento:** caso o tanque seja aquecido ou a temperatura não se mantenha mais ou menos constante, então há aquecimento. Caso contrário, não há aquecimento e considera-se que a temperatura dentro do tanque é mais ou menos constante;
- **Tipo de teto:** este campo indica o formato do teto do tanque em estudo – cónico ou abobadado;
- **Cor do tanque/teto:** este campo indica a combinação de cor/tonalidade da tinta das paredes exteriores do tanque/teto. Deve ser escolhida uma de entre as opções apresentadas pelo programa (Anexo I), uma vez que estas são as únicas combinações para as quais existem fatores de pintura no API;
- **Condição do teto:** este campo indica a qualidade da tinta do teto do tanque – boa ou pobre;
- **Altura do teto:** este valor corresponde à altura do teto, sem ter em conta a altura do vaso cilíndrico;
- **Definições de pressão e vácuo:** no caso de a temperatura do tanque se manter mais ou menos constante, este valor dever ser zero.

## 2.4.2 Técnicas de Controlo das Emissões de COVs

Os impactos negativos causados pela libertação de COVs para a atmosfera têm conduzido a uma regulação mais restrita no controlo das emissões. A utilização de solventes de elevado valor comercial é também outro motivo que leva as indústrias a adotarem medidas de recuperação.

De modo a reduzir as emissões deve-se, numa primeira instância, tentar introduzir modificações no processo, como por exemplo, a instalação de um teto flutuante interno nos tanques, de modo a minimizar a evaporação dos produtos armazenados, substituição de materiais e alterações nas condições de operação. Contudo, são muitos os casos em que não é possível proceder a estas alterações, sendo por isso necessário efetuar um tratamento aos efluentes (líquidos e gasosos) de modo a recuperar os produtos e cumprir os limites impostos pela legislação em vigor [25].

Neste sentido, as técnicas de recuperação de COVs utilizadas, atualmente, nas indústrias produtoras de fibras sintéticas são também métodos indiretos de controlo das emissões destes compostos para a atmosfera.

São várias as técnicas e métodos existentes para controlar as emissões de tanques de armazenamento e recuperar estes compostos. O esquema apresentado na Figura 2.4 ilustra diferentes técnicas de destruição e recuperação de COVs.

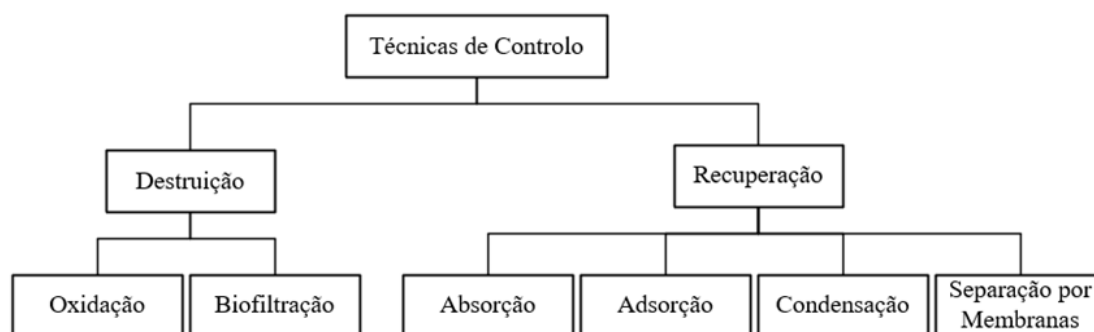


Figura 2.4 – Técnicas de controlo de COVs, adaptado de [25]

O objetivo dos sistemas de recuperação de gases é recolherem as emissões gasosas e converterem-nas em produtos líquidos, com o objetivo de serem reutilizados no processo produtivo.

### Absorção

O processo de absorção de gases (sem reação química) é uma operação unitária utilizada para remover preferencialmente um componente de uma mistura gasosa através do contacto com um líquido (absorvente) [26]. O componente transferido de uma fase para outra é designado por soluto. Quando a concentração de soluto na corrente gasosa é baixa, este processo é normalmente designado por *scrubbing* [27].

Neste contexto, a operação de absorção visa a remoção de todos os COVs solúveis presentes na corrente de gás.

A operação de absorção ocorre, frequentemente, em colunas concebidas para assegurar um bom contacto gás-líquido e assim promover uma eficiente transferência de massa [26]. A operação ocorre em contracorrente, segundo a qual a corrente de líquido percorre a coluna no sentido descendente, enquanto a corrente gasosa é alimentada na base da coluna, percorrendo-a no sentido ascendente [27].

Estas colunas são simples de operar em comparação com outros métodos de controlo de poluição atmosférica, podendo atingir-se eficiências de remoção de COVs na ordem dos 90 a 98 %. Por este motivo, a operação de absorção tem sido frequentemente a primeira escolha [25].

### Adsorção

O fenómeno pelo qual as moléculas de um fluido aderem à superfície de um sólido (adsorvente) é conhecido como adsorção. Através deste processo, o gás entra em contacto com o adsorvente, ocorrendo desta forma a remoção dos poluentes. No entanto, a operação de adsorção não é economicamente viável quando a concentração de COVs é muito baixa [25].

A escolha adequada do adsorvente depende dos compostos envolvidos, sendo que os adsorventes mais comuns para a adsorção de certos compostos gasosos são o carvão ativado, a sílica gel e a alumina. Contudo, no controlo de poluentes como os COVs, o carvão ativado é o adsorvente mais apropriado a ser utilizado, devido à sua grande área superficial como resultado da sua vasta estrutura de poros e microporos [25].

Os COVs são, posteriormente, removidos do adsorvente quer por dessorção térmica (geralmente com vapor) ou por dessorção a vácuo [28], tornando este processo mais dispendioso.

### Condensação

A condensação é um processo de separação em que um ou mais compostos voláteis de uma mistura gasosa são separados através da saturação seguida de uma mudança de fase [29].

Os condensadores são os equipamentos utilizados nesta operação para remover COVs presentes em correntes gasosas antes destas integrarem outras operações de controlo (como incineração e absorção), mas podem por vezes ser utilizados sozinhos para reduzir as emissões de COVs.

Esta operação é mais eficiente para COVs com pontos de ebulição acima de 37,8 °C e em concentrações elevadas (acima de 5 000 ppm). Os COVs com baixos pontos de ebulição requerem um arrefecimento ou pressurização, o que aumenta os custos operacionais [25].

### Separação por Membranas

A tecnologia de membranas envolve a separação de misturas gasosas por meio de uma membrana não porosa sob a ação de uma força motriz (gradiente de potencial químico expresso em termos de gradiente de pressão) [25].

A separação é uma consequência do facto de as membranas serem permeáveis aos compostos orgânicos e semipermeáveis ao ar. O permeado é posteriormente recolhido e condensado, sendo o ar purificado removido como resíduo.

## 2.5 Projeto de uma Coluna de Absorção

O projeto de uma coluna de absorção deve garantir uma eficiente distribuição gás-líquido e envolve os seguintes passos [27]:

- 1) **Bases do projeto**, envolve a escolha do tipo de coluna de absorção, bem como a seleção do absorvente mais adequado, a determinação do caudal de líquido necessário à separação e o conhecimento de alguns dados como a concentração de entrada do composto que se pretende absorver, o caudal de gás, a temperatura e a pressão de operação, bem como a eficiência desejada (concentração de soluto na corrente líquida de saída).
- 2) **Dimensionamento da coluna**, pressupõe o cálculo do diâmetro de modo a operar com os caudais de líquido e de gás desejados; e da altura da coluna para a separação pretendida.
- 3) **Instrumentação e Controlo**, tem como objetivo especificar todas as válvulas e instrumentos de controlo presentes no sistema, bem como pressupõe o dimensionamento de todas as bombas e tubagens existentes.

### 2.5.1 Bases do Projeto

#### Tipo de Coluna

O primeiro passo requer a escolha do equipamento. Existe uma grande variedade de colunas, destacando-se, de entre as mais frequentes, as de pratos, de bolhas, de agitação mecânica, de enchimento, de atomização e de paredes molhadas [26].

Nas colunas de pratos e de enchimento a única fonte de energia disponível para promover o contacto entre as fases é a diferença de densidades [29]. Por tirarem partido desta propriedade, estas colunas são uma escolha adequada para sistemas gás-líquido, sendo utilizadas na maior parte das aplicações.

As **colunas de enchimento** (Figura 2.5) consistem numa torre vertical contendo uma ou mais secções de enchimento e são, normalmente, as mais utilizadas para absorver COVs (como é o caso da DMAC), uma vez que apresentam a vantagem de oferecer menor perdas de carga e diâmetros mais reduzidos, para além de serem mais rentáveis relativamente às colunas de pratos [27].

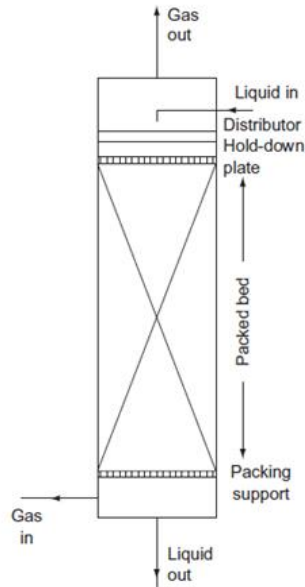


Figura 2.5 – Coluna de enchimento [30]

Nestas colunas, a variação de composição é contínua ao longo de toda a coluna, não existindo andares de equilíbrio discretos, como acontece nas colunas de pratos [26].

O líquido é alimentado na parte superior enquanto o gás, em contracorrente, flui pelos interstícios do enchimento, mantendo-se sempre o contacto entre as fases [31].

### Tipo de Enchimento

O objetivo do enchimento é proporcionar um contacto mais eficiente entre as duas fases, aumentando a área superficial de transferência de massa. Este é constituído por pequenas peças de diferentes formas dispostas aleatoriamente na coluna (enchimento aleatório) ou por blocos compactos metálicos, cerâmicos ou plásticos, com uma estrutura bem definida (enchimento estruturado) [26].

A escolha do enchimento com vista a obter uma determinada separação é efetuada com base nas respetivas quedas de pressão, eficiências de transferência de massa e, obviamente, tendo em conta considerações de ordem económica.

O enchimento estruturado é de origem mais recente e existe numa enorme diversidade de formas, materiais de construção e dimensões. Neste tipo de enchimento o material é dobrado e disposto com uma geometria regular, de forma a fornecer uma distribuição gás-líquido mais uniforme, uma elevada área superficial e porosidade. Em contrapartida, o enchimento estruturado é mais dispendioso [27]. A Figura II.1 do Anexo II apresenta alguns exemplos de enchimentos estruturados disponíveis atualmente.

O enchimento aleatório está igualmente disponível sob várias formas, dimensões e materiais, e a sua utilização requer menores custos, apesar de ter associado uma queda de pressão maior, quando comparado com o enchimento estruturado. As peças mais tradicionais e comuns incluem, por exemplo,

os anéis de *Raschig*, as selas de *Berl*, os anéis de *Pall*, os anéis de *Septos* e as *Telleretes*, etc. (Figura II.2 do Anexo II) [26].

A escolha do material do enchimento deve ter em conta a natureza dos compostos e a aplicação a que se destinam. Materiais como o plástico e o metal são os mais eficientes, no entanto o plástico pode ser danificado na presença de alguns compostos orgânicos e só pode ser utilizado até certas temperaturas. Já os enchimentos cerâmicos são os mais adequados quando se trata de compostos corrosivos.

Quanto à escolha das dimensões devem ser consideradas algumas possibilidades de modo a identificar uma solução ótima entre o preço e o desempenho. As dimensões dos enchimentos aleatórios situam-se entre 6 e 89 mm, embora o tamanho do enchimento esteja relacionado com o diâmetro da coluna (Figura II.3 do Anexo II) sendo que, geralmente, não ultrapassa os 50 mm [31].

Por conseguinte, quanto aos enchimentos aleatórios, o seu tamanho não deve ser superior a 1/8 do diâmetro da coluna [47].

#### Tipo de Absorvente

Na operação de absorção ocorre o processo de transferência de massa baseado nas diferenças de solubilidade gás-líquido dos diversos componentes da mistura. Desta forma, um dos pontos fundamentais para se obter uma separação eficiente é a escolha do líquido absorvente.

A escolha do absorvente deve obedecer a critérios gerais, nomeadamente quanto às suas características e propriedades, como sejam [26]:

- **Capacidade**, a qual é determinada pela solubilidade do soluto no líquido. Se esta for elevada, menor é o caudal de líquido necessário à remoção;
- **Seletividade**. O absorvente deve ser seletivo, isto é, deve dissolver apenas o componente da corrente gasosa que se pretende absorver;
- **Volatilidade**. O absorvente deve ter uma pressão de vapor tão baixa quanto possível (ou seja, ser pouco volátil), para minimizar possíveis perdas do solvente para a corrente gasosa;
- **Corrosibilidade**. O absorvente deve ser não corrosivo, de modo a serem evitados materiais de construção especiais e dispendiosos;
- **Custo**. O absorvente deve ser pouco dispendioso, para minimizar os custos associados a eventuais perdas;
- **Viscosidade**. O absorvente deve ser pouco viscoso para dar origem a coeficientes de transferência de massa mais altos e o seu transporte ser mais fácil e económico por apresentar menores perdas de carga;

- **Outros fatores.** O absorvente não deve ser tóxico, nem inflamável, nem quimicamente instável, com baixo ponto de fusão e facilmente recuperável por desabsorção (operação inversa à absorção).

Os absorventes mais comuns utilizados industrialmente para a remoção deste tipo de compostos são a água ou soluções aquosas, por apresentarem todas as características mencionadas anteriormente.

### 2.5.2 Dimensionamento da Coluna

O diâmetro da coluna é calculado com base no critério de perda de carga aceitável, tendo em conta que a coluna é projetada para operar com uma boa distribuição gás-líquido [26].

Existe uma série de representações gráficas e equações empíricas que permitem correlacionar vários parâmetros até se obter o diâmetro da coluna adequado aos caudais com os quais se pretende operar.

À medida que um componente é absorvido, a sua concentração vai diminuindo na fase gasosa, desde a sua entrada até à sua saída, e vai aumentando na fase líquida. Num processo em contracorrente a força motriz vai aumentando ao longo da coluna, pelo que nestas condições, não é necessária uma altura de enchimento tão elevada.

Tal como já foi referido, as colunas de enchimento são equipamentos de contacto diferencial contínuo que não possuem andares fisicamente distintos, ao contrário do que acontece nas colunas de pratos. Contudo, a análise destas colunas pode ser feita usando o conceito de andar de equilíbrio, admitindo que a zona empacotada da coluna é hipoteticamente dividida num determinado número de segmentos com igual altura, que atuam como um andar de equilíbrio. Porém, esta abordagem não é uma descrição física rigorosa do que se passa numa coluna de enchimento.

Neste sentido, como é conceitualmente incorreto usar o modelo de andares em colunas de enchimento, o cálculo da altura deve ser efetuado preferencialmente com base nos conceitos de transferência de massa, sendo normalmente mais conveniente utilizar a forma integrada [26].

A aplicação das relações e dos conceitos de transferência de massa requer o conhecimento prévio dos coeficientes de transferência de massa da fase líquida e gasosa. A melhor forma de determinar os seus valores é a partir de dados experimentais sobre o sistema em questão. No entanto, tais dados não estão, muitas vezes, prontamente disponíveis na literatura e a sua correta utilização está dependente de outras características do sistema, nomeadamente, a geometria do enchimento e a distribuição gás/líquido ao longo da coluna [27].

Na ausência de dados experimentais, os coeficientes de transferência de massa (e, portanto, a altura das unidades de transferência de massa) podem ser estimados por modelos generalizados. A correlação de *Onda, Takeuchi e Okumoto* (1968) é conhecida como o primeiro método mais consensual

que permite obter os coeficientes de transferência de massa  $k_G$  e  $k_L$  e a área interfacial efetiva,  $a_e$ , para colunas com enchimentos aleatórios [33, 35].

### 2.5.3 Instrumentação e Controle

Atualmente, os processos químicos industriais são contínuos, sujeitos a especificações de rendimento elevado, e dinâmicos, isto é, as variáveis que lhe estão associadas variam com o tempo [32].

Consequentemente, num processo químico é fundamental manter as variáveis do processo dentro da gama de operação permitida e garantir que os objetivos definidos sejam atingidos, pelo que é necessário controlar (medir) o desempenho do processo e introduzir mudanças (atuar) nas variáveis críticas do processo (como a pressão, a temperatura, o caudal e o nível) que estão relacionadas com a qualidade dos produtos, com as taxas de produção, com a segurança, e com a taxa de emissão de poluentes.

Neste sentido, a instalação de um sistema de controlo na indústria química reflete-se na redução dos custos de operação e manutenção dos equipamentos, assim como num aumento da produtividade.

Os objetivos associados ao sistema de controlo de um processo químico estão, normalmente, relacionados com a supressão da influência de perturbações externas, manutenção da estabilidade do processo e otimização do seu desempenho [32].

O Sistema de Controlo Distribuído, em inglês *Distributed Control System (DCS)*, tem vindo, nos últimos anos, a ser o método de controlo mais utilizado em processos químicos industriais complexos e a sua implementação tem conduzido a formas mais eficientes de melhorar a fiabilidade de controlo e qualidade do processo.

O DCS consiste num sistema automático e funcional, fisicamente separado dos instrumentos locais de controlo, que permite a monitorização de processos e equipamentos, bem como o registo de dados, estando todos os dispositivos interligados através de uma rede rápida e digital [33]. Este controlo é responsável por receber, manipular e enviar valores relativos a uma determinada condição do processo.

Desta forma, a ideologia de controlo aplicada ao sistema que permite a recuperação de solvente das emissões gasosas dos tanques integra os seguintes elementos físicos principais:

- **Indicadores:** são instrumentos de medição que registam de forma visual o valor de uma variável processual. Este tipo de instrumento não tem influência direta no controlo do processo, uma vez que apenas recolhe a informação;
- **Transmissores:** são instrumentos que convertem a informação recolhida em quantidades físicas facilmente transmitidas através de sinais elétricos para o DCS e controlador;

- **Controladores:** são instrumentos que comparam o valor médio de uma variável com o valor desejado dessa variável (*set point*) e, consoante a diferença entre eles, emite um sinal de correção ao atuador, o qual irá ajustar os valores dessa variável.

Para além dos instrumentos acima mencionados, existem também outros dispositivos fundamentais como botões de emergência, os quais são imprescindíveis caso ocorra alguma anomalia no funcionamento dos equipamentos ou até mesmo durante a paragem do processo de produção.

O rotâmetro é um medidor de caudal de área variável, constituído por um tubo cónico dentro do qual existe um flutuador ou boia. O fluído entra na base do tubo e consoante o caudal aumenta ou diminui a boia move-se livremente na vertical, subindo ou descendo. O tubo possui ainda uma escala numérica de medida, através da qual é possível ler diretamente o valor do caudal.

As válvulas são outro tipo de dispositivos presentes nas plantas de processos industriais. As suas funções passam por regular, direcionar e controlar o fluxo de um fluído através da sua abertura ou fecho (parcial ou total) e também da sua obstrução, e podem ser configuradas de forma manual ou automática.

As válvulas utilizadas em processos químicos podem ser classificadas em seis tipos:

- 1) **Válvulas de macho (*plug valves*)**, as quais têm obturadores (machos) que possuem um ou mais orifícios de passagem na sua lateral através dos quais o fluído escoia. Estas válvulas são simples e geralmente mais económicas que outros tipos de válvulas. As válvulas de macho esférico são aquelas cujo obturador é caracterizado pela sua forma esférica, o que possibilita uma maior rapidez de operação e uma perda de carga pouco significativa [34];
- 2) **Válvulas de cunha (*gate valves*)**, as quais permitem que o fluído escoie proporcionando a mínima obstrução, quando totalmente aberta. Esta característica é verificada uma vez que o seu obturador atua perpendicularmente à linha de fluxo. No entanto, este tipo de válvula não é indicada para processos cujas válvulas necessitem de estar parcialmente abertas ou fechadas, uma vez que nestes casos o seu manuseio é mais lento [35];
- 3) **Válvulas de globo (*globe valves*)**, as quais são frequentemente utilizadas para controlar o fluxo (válvulas de controlo), podendo operar em qualquer posição intermédia entre completamente aberta e fechada. Estas válvulas permitem regular eficientemente o fluxo, no entanto, oferecem elevadas perdas de carga;
- 4) **Válvulas borboleta (*butterfly valves*)**, as quais se destinam a regular o fluxo e são normalmente aplicadas em tubagens de grandes diâmetros, uma vez que o seu obturador tem a forma de disco que pode rodar paralelamente ou perpendicularmente ao fluxo;
- 5) **Válvulas de diafragma (*diaphragm valves*)**, as quais possuem dois ou mais orifícios e são indicadas para operar com fluídos que contenham elementos sólidos.

O dimensionamento de todas as tubagens e bombas presentes no sistema de recuperação de solvente é também um passo fundamental da instrumentação do processo.

A função das tubagens é garantir o transporte de fluídos entre os equipamentos do processo. Por este motivo, torna-se fundamental o seu dimensionamento.

As bombas têm a capacidade de fornecer energia de modo a movimentar um fluído, sendo equipamentos fundamentais numa instalação.

A escolha de uma bomba depende da altura a que se pretende elevar o fluído, das perdas de carga das tubagens, do comprimento e diâmetro dos tubos e do caudal e propriedades físicas dos fluídos que se pretende bombear. As bombas centrífugas horizontais são as mais comuns utilizadas na indústria química para o transporte de fluídos [31].

Quando, por exemplo, a pressão diminui do equipamento de origem para o equipamento de destino a força motriz é suficiente para conduzir o líquido ao longo da tubagem. Caso contrário, é necessária uma bomba para compensar a carga perdida pelo líquido nas tubagens.

### 3. Caso de Estudo

---

A SGL Composites, S.A. tem origem no produtor de fibras acrílicas nacional, Fisipe, S.A., cuja denominação social foi alterada em setembro de 2018.

A SGL Composites, S.A. (outrora Fisipe – Fibras Sintéticas de Portugal, S.A.) nasceu em setembro de 1973, através da associação CUF – Companhia União Fabril, com a *Mitsubishi Rayon Co.* e a *Mitsubishi Corporation*, procurando associar a experiência industrial e têxtil portuguesa com a tecnologia de produção de fibras sintéticas e experiência internacional dos parceiros japoneses.

A unidade fabril foi inaugurada em novembro de 1976. Ao longo dos anos, a empresa passou por diversas fases de desenvolvimento, com sucessivos aumentos de capacidade produtiva devido ao aumento do número de máquinas de *spinning*, bem como a melhoria da sua *performance*.

Em resposta à expansão do mercado nacional e em antecipação à entrada de Portugal na Comunidade Económica Europeia (CEE), a capacidade da instalação foi ampliada para 23 000 toneladas/ano, em 1980. Paralelamente, iniciou-se a produção de tipos especiais de fibra acrílica destinados a proporcionarem melhores desempenhos em processamentos têxteis específicos.

Com o intuito de a empresa melhor se adequar à qualidade progressivamente exigida às fibras de diagrama curto e a transformações de mais baixo custo, em 1987 foi instalada uma fiação *Open-End* dotada dos equipamentos mais modernos e do mais elevado nível de automatismo disponíveis, que visam a produção de fio a partir de fibra acrílica em rama produzida pela empresa.

Em 1989 foi fixada a capacidade de produção em 36 000 toneladas/ano, o que confere à empresa alguma margem de manobra, conseguindo dar resposta a um mercado de exportação fortemente exigente.

Em 1995 teve início uma nova época na história da empresa, com o desenvolvimento por meios próprios e a produção de um novo produto, a fibra preta pigmentada com negro de fumo. No início de 1999 entrou em funcionamento a Unidade Piloto, tendo como objetivo o desenvolvimento de algumas fibras especiais e novas tecnologias, como o *gel dyeing*.

No início do novo milénio, a empresa adquiriu duas fábricas na Europa (em Barcelona e na Hungria), iniciando, desta forma, a sua expansão internacional. A Fisipe Hungria era uma unidade de conversão TT que visava estabelecer os mercados da Europa Central e de Leste. Estas empresas acabaram por encerrar em 2004 e 2005.

Entretanto, a Fisipe decide apostar em oportunidades que potenciam um maior crescimento para o negócio das fibras acrílicas, particularmente as fibras de alta tenacidade onde se destaca o precursor de fibra de carbono (PFC). Assim, em julho de 2010 foi concluída a ampliação da Instalação Piloto, que

teve como âmbito dotar esta unidade de tecnologia adequada ao desenvolvimento, teste e experimentação de precursor de fibra de carbono, assim como desenvolver novas fibras de carbono e estabelecer relações privilegiadas e de confiança com clientes de fibras técnicas.

No decorrer de 2011, iniciam-se os contactos da Fisipe com o mercado para a venda de fibras acrílicas precursoras produzidas na nova Instalação Piloto e, é através deste processo que, em março de 2012, o Grupo SGL Carbon SE adquire a Fisipe com o intuito de produzir em Portugal fibras acrílicas de elevada qualidade e precursores de fibra de carbono. Este projeto compreende a conversão gradual de algumas linhas de produção de fibras têxteis já existentes para a produção destas novas fibras.

Em abril de 2018, o Grupo SGL decidiu estrategicamente transformar a Fisipe num fabricante de precursor de fibra de carbono e de fibras acrílicas especiais, não havendo lugar nos objetivos estratégicos da empresa para o produto fio acrílico, acabando por encerrar a unidade de produção de fio. Meses mais tarde, a denominação social da Fisipe foi alterada para SGL Composites, S.A., adequando-se ao processo de incorporação de todas as unidades de produção e entidades legais do Grupo SGL.

### 3.1 Tecnologia de Fabrico

A SGL Composites, S.A. produz fibra acrílica crua, fibra pigmentada, fibras técnicas e fibra tinta *gel dyed*, que têm várias aplicações nas indústrias têxtil, construção civil e componentes automóveis. Adicionalmente, direcionada ao mercado interno do Grupo SGL, é ainda produzida fibra precursora (de fibra oxidada e de carbono).

A fibra acrílica é produzida em vários tipos e variedades que se distinguem, por exemplo, pelo brilho, cor, forma, finura, entre outros, sendo a sua comercialização feita em três formas:

- 1) **Cabo:** fibra em filamento contínuo;
- 2) **Rama:** fibra cortada;
- 3) **Top:** cabo convertido e penteado.

A tecnologia utilizada na produção de fibra acrílica é a *Wet Spun*, com origem japonesa. Esta tecnologia oferece flexibilidade, uma vez que possibilita a produção de uma vasta gama de produtos, permitindo garantir os mais elevados padrões de qualidade e ainda atingir uma alta *performance* energética e ambiental.

Tal como explicado anteriormente, a tecnologia *Wet Spun* visa a extrusão do polímero com a utilização de um solvente, neste caso, a DMAC.

### 3.2 Instalação Fabril

O processo de produção de fibra acrílica na unidade industrial da SGL Composites, S.A. envolve diversas operações, estando a fábrica, como tal, dividida em várias secções ou áreas fabris, onde são realizadas operações específicas do processo.

Estas áreas fabris encontram-se apoiadas por uma instalação piloto de escala industrial para ensaios de desenvolvimento aplicado e otimização de processos, uma área laboratorial para execução de ensaios, armazéns correspondentes aos produtos acabados, peças de reserva e matérias-primas.

A Figura 3.1 ilustra um diagrama geral da organização das principais áreas fabris, seguindo-se uma breve explicação de cada uma delas.

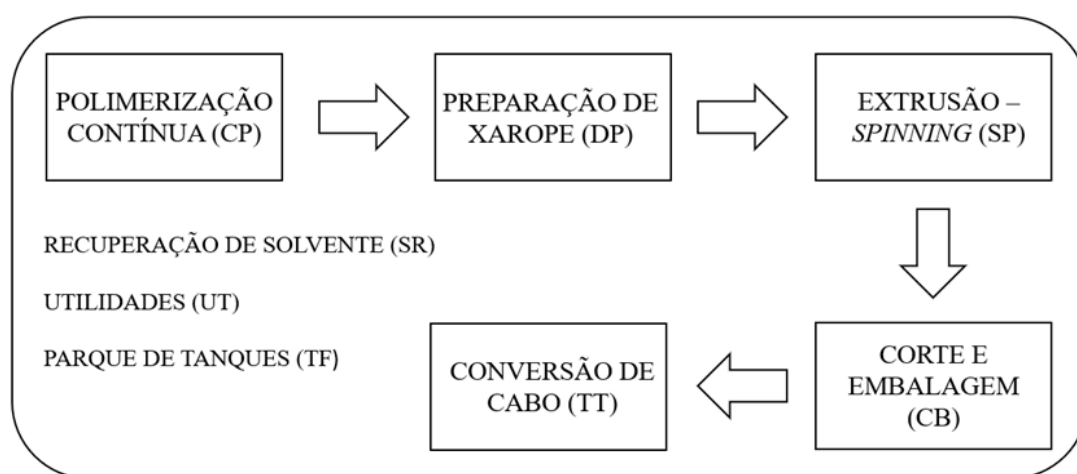


Figura 3.1 – Diagrama da instalação fabril na SGL Composites, S.A.

#### 3.2.1 Parque de Tanques (TF – *Tank Farm*)

Nesta área são armazenadas todas as matérias-primas líquidas, como o acrilonitrilo (AN) e acetato de vinilo (AV), a utilizar na Área de Polimerização Contínua (CP), e o ácido acético (AC) e dimetilamina (DMA), necessários à produção de solvente no Processo SM da Área de Recuperação de Solvente (SR).

Noutros tanques são armazenados temporariamente produtos líquidos intermédios, nomeadamente água recuperada (RW), CR e outras misturas.

#### 3.2.2 Área de Utilidades (UT - *Utilities*)

As áreas fabris necessitam, para a sua laboração, de uma área abastecedora de utilidades, as quais são utilizadas ao longo do processo.

Esta área dispõe de instalações para o fornecimento de:

- Água industrial (W), a qual é utilizada para abastecer a fábrica, na produção de DIW e na reposição das torres de refrigeração, sendo também utilizada na rede de incêndios;
- Água de refrigeração (TW), produzida nas torres de refrigeração e utilizada em equipamentos onde é necessário remover calor em gamas de temperatura acima da temperatura ambiente;
- Água gelada (CW), produzida nas máquinas de água gelada e utilizada para aplicações em que são exigidas condições de operação abaixo da temperatura ambiente;
- Água desmineralizada (DIW), produzida por osmose inversa ou eletrodíálise e é utilizada em processos que requerem água com um grau de pureza extremamente elevado e com um reduzido teor de sais dissolvidos. Na fábrica existem dois tipos de água desmineralizada, (DIW1) e (DIW2) que diferem na condutividade e no teor de sílica;
- Ar comprimido (AR), cuja produção é assegurada por compressores elétricos do tipo rotativo. Pode ser utilizado no controlo e instrumentação, acionamento pneumático, limpezas, entre outros;
- Energia elétrica;
- Vapor a alta pressão (5S e 20S), o qual tem como finalidade permitir as trocas de calor necessárias;
- Azoto (IG), utilizado para a inertização de atmosferas explosivas e para a limpeza de equipamentos e/ou linhas.

O tratamento dos efluentes líquidos gerados ao longo do processo também é garantido nesta área.

### **3.2.3 Área de Polimerização Contínua (CP – *Continuous Polymerization*)**

Na Área de Polimerização Contínua (CP) efetua-se a reação de polimerização em meio aquoso entre os monómeros acrilonitrilo (AN) e acetato de vinilo (AV), dando origem ao polímero denominado L3, para a produção de fibra têxtil. No caso da produção de PFC, o comonómero que reage com o AN difere do utilizado nas fibras têxteis.

Ainda nesta área ocorrem várias operações unitárias como a filtração, secagem, moagem, transporte e armazenamento do polímero, bem como a preparação de soluções e recuperação dos monómeros não convertidos.

A reação exotérmica de polimerização do AN e AV realiza-se em quatro reatores perfeitamente agitados (CSTR). A suspensão de polímero que se obtém transborda dos reatores para o *Direct Slurry Feed* (DSF) e deste para a coluna de *Slurry Stripping* (SS), onde são separados todos os monómeros (AN e AV) que não reagiram, dos restantes compostos da suspensão (água, polímero e aditivos).

A corrente da base da coluna é uma suspensão aquosa que contém polímero, monómeros e aditivos que não são recuperados no topo. Esta suspensão é alimentada continuamente a um filtro

rotativo de vácuo, sendo submetida à operação de filtração, na qual o polímero é lavado e separado da solução aquosa.

O filtrado e as águas de lavagem são enviados para uma coluna de *Monomer Stripping*, onde são removidos os monómeros que foram arrastados.

O polímero húmido formado no tambor do filtro rotativo é posteriormente transportado para o peletizador. Neste equipamento, o polímero é extrudido em forma de *pellets*, os quais são posteriormente distribuídos sobre a tela do secador. Ao longo do secador, os *pellets* são progressivamente secos com ar quente.

Após a secagem, os *pellets* secos são armazenados em dois silos de pesagem. Por fim, procede-se à operação de moagem dos *pellets* num moinho de martelos e ao transporte pneumático do polímero sob a forma de pó para os silos de armazenagem da Área PS.

### **3.2.4 Parque de Silos (PS – *Polymer Storage*)**

Nesta área existem três silos, dos quais dois se destinam a armazenar polímero dentro de especificação e um para polímero com parâmetros fora de especificação.

### **3.2.5 Área de Preparação de Xarope (DP – *Dope Preparation*)**

Esta área é responsável por todas as operações unitárias a que é submetido o polímero proveniente da Área CP (na forma de pó) para dar origem ao xarope. Para além disso, nesta área é ainda preparada a suspensão de TiO<sub>2</sub> (deslustrante), dispersão de Negro de Fumo (pigmento para fibra preta pigmentada) e dispersão de pigmentos. Estas preparações são posteriormente adicionadas na alimentação de Xarope Brilhante às máquinas de *spinning*.

O polímero L3 após ser transportado pneumáticamente dos silos do PS para a Área DP, é armazenado num silo tampão. De seguida, é doseado para um sistema de balanças de pesagem, sendo posteriormente misturado com CR.

A suspensão resultante é descarregada em tanques tampão sendo, posteriormente, enviada para um tanque de desaerificação, onde é removido o ar contido na suspensão.

A partir do tanque de desaerificação, a suspensão passa através de dois permutadores de calor, o que possibilita a dissolução do polímero no CR, obtendo-se o xarope. O xarope obtido segue para a operação de filtração, a qual permite remover impurezas e partículas sólidas de polímero não dissolvido.

Do processo principal desta área resultam dois tipos de xarope, o Xarope Brilhante e o Xarope Direto (utilizado na produção de fibra branqueada). O processo de produção deste último é igual ao do Xarope Brilhante, estando a diferença no tempo de permanência de cada um.

- O Xarope Direto é enviado, aquando da produção de fibra branqueada, para a Área SP (SPM 3 e/ou 4), imediatamente após a filtração, não passando pelo tanque de *spin*. O envio direto deste tipo de xarope minimiza o amarelecimento do mesmo, sendo possível produzir uma fibra mais branca.
- O Xarope Brilhante filtrado é conduzido para o tanque de *spin*, o qual funciona como um tanque tampão. O tempo de permanência do xarope neste tanque é controlado, de modo a garantir uma fibra de qualidade e uniforme em termos de cor, já que existe uma relação direta entre o tempo de permanência do Xarope Brilhante e o seu amarelecimento.

Nesta área, para minimizar o efeito de amarelecimento do xarope em contacto com o ar, todos os tanques operam sob atmosfera inerte.

O Xarope Regenerado é preparado a partir de desperdícios de polímero, xarope ou CR, recolhidos ao longo do processo e resultantes de anomalias, operações normais de arranque e limpeza ou mesmo rotina da fábrica.

### 3.2.6 Área de Extrusão (SP - *Spinning*)

A Área SP tem como finalidade a produção de fibra acrílica por extrusão do xarope proveniente da Área DP, após este ser sujeito às operações de lavagem, estiramento, neutralização, aplicação de acabamento, secagem e, por último, frisagem, dando origem ao *spun tow* (produto final).

O Xarope Brilhante proveniente da Área DP é alimentado a cada uma das seis SPM, tendo sido previamente aquecido nos permutadores de calor que antecedem cada máquina. Após esta operação pode ser injetada uma suspensão de TiO<sub>2</sub> (para produzir fibra mate), de negro de fumo ou de pigmentos (para produção de fibra pigmentada).

O xarope é doseado até aos *spinnerets*, que se encontram imersos na cuba dupla de coagulação, a qual contém uma solução aquosa de solvente CR (55CR) em recirculação.

A coagulação do xarope origina um feixe de filamentos, cujo agrupamento forma uma fita de fibra acrílica. O processo de coagulação é a consequência da difusão rápida do solvente do xarope para o banho de coagulação

As fitas formadas são retiradas da cuba de coagulação e são sujeitas a diversas etapas de lavagem para retirar os restos de CR que não foi removido na cuba de coagulação.

Após a operação de lavagem é necessário aplicar sobre as fitas um produto de acabamento, escolhido conforme as características que se pretende obter na fibra, o seu processo de transformação, ou a aplicação final da mesma. Segue-se a operação de secagem das fitas num conjunto de rolos secadores, com o objetivo de remover a água contida nas fitas.

À saída dos rolos secadores, as fitas são sobrepostas por um conjunto de guias. De seguida, são condicionadas por contacto com vapor, em que as gotículas de água condensam sobre os filamentos da fibra, protegendo-os durante a operação de frisagem. Depois de condicionada, a fibra entra no *crimper* (frisador), onde ocorre a operação de frisagem, tendo como objetivo garantir a coesão dos filamentos que constituem o cabo e evitar, assim, a sua separação e desordenamento durante as operações subsequentes.

Após a fixação do frisado, a fibra é depositada em contentores metálicos na Área CB, para onde desce por gravidade. Uma vez nos contentores, a fibra recolhida (*spun tow*) é processada e/ou embalada na Área CB.

### 3.2.7 Área de Recuperação de Solvente (SR – *Solvent Recovery*)

Nesta área realizam-se operações que viabilizam a recuperação do solvente (CR) e água utilizados no processo produtivo. Tais operações consistem na separação do solvente da água, produção de solvente e remoção de sólidos e impurezas acumulados ao longo do processo.

Esta área fabril contempla, assim, dois processos distintos:

- **Processo SR:** processo de separação de líquidos destinado a recuperar o solvente (CR) e a água, de modo a serem reutilizados nas áreas DP e SP. O CR é separado da água e dos restantes produtos em solução com recurso a operações de destilação e evaporação.
- **Processo SM:** processo de produção do CR “bruto” a partir da reação entre a dimetilamina (DMA) e o ácido acético (AC). Este processo tem ainda a função de remover impurezas do solvente.

O Processo SR tem como objetivo principal a separação de líquidos, possibilitando a recuperação do solvente (CR). Neste sentido, o CR é separado da água através da destilação, processada em quatro colunas com enchimento estruturado colocadas em série denominadas de 2º, 3º, 4º e 1º efeito.

Para além da água, existem outros produtos em solução (como o AC e a DMA) que necessitam de ser removidos, de modo a obter o solvente com a pureza desejada.

O AC é um composto solúvel no CR e, caso não seja removido, a sua concentração no CR recuperado tende a aumentar gradualmente. Uma das fontes de AC no solvente ocorre no 1º efeito de destilação, onde se dá a degradação térmica da DMAC originando AC e DMA.

No entanto, a mistura DMAC/AC não pode ser separada por uma destilação simples, por formar um azeótropo. Neste sentido, torna-se indispensável a existência de um sistema de remoção de AC, composto por duas colunas de *stripping* que funcionam em paralelo.



(SR-111 A/B) fazem com que parte do condensado retorne à coluna, enquanto o excedente é enviado para os tanques de armazenagem de RW.

Uma parte da recirculação da cauda da coluna é alimentada aos aquecedores do 2º efeito (SR-108 A/B), sendo esta corrente aquecida por transferência de energia com a corrente da cabeça da coluna do 1º efeito (SR-124). Outra parte da recirculação da cauda da coluna, com cerca de 50 % de CR, é bombeada pelas bombas de circulação (SR-109 A/B) para a cauda da coluna do 3º efeito.

#### Sistema de Destilação do 3º e 4º efeito

O funcionamento da coluna do 3º efeito (SR-113) é semelhante ao da coluna do 2º efeito. A alimentação (produto de cauda do 2º efeito) entra na base da coluna, sendo o calor necessário à destilação obtido por aquecimento da recirculação nos aquecedores do 3º efeito (SR-114 A/B).

O vapor de cabeça do 3º efeito é condensado nos aquecedores do 4º efeito (SR-502 A/B), passando posteriormente para o tanque de refluxo do 3º efeito (SR-504) e deste, parte do condensado volta à coluna como refluxo, sendo o restante enviado para os tanques de armazenagem de RW.

Parte da corrente de cauda da coluna é transferida para os aquecedores do 3º efeito (SR-114 A/B), enquanto a outra parte, com cerca de 60 % em CR, é bombeada e introduzida na base da coluna do 4º efeito (SR-501).

Na coluna do 4º efeito (SR-501), o vapor de cabeça é condensado nos condensadores do 4º efeito (SR-507 A/B), utilizando água de refrigeração (TW). A corrente passa por gravidade para o tanque de refluxo do 4º efeito (SR-509) e parte do condensado volta à coluna. O restante é conduzido para os tanques de armazenagem de RW.

O aquecimento da recirculação da cauda do 4º efeito é efetuado nos aquecedores do 4º efeito (SR-502 A/B), utilizando como fluido quente o vapor de cabeça do 3º efeito. Parte da corrente de recirculação, que contém cerca de 80 % em CR, é enviada para o tanque de caudas (SR-152) e deste para o tanque 70CR (TF-108) no TF.

#### Sistema de Destilação do 1º efeito

A alimentação do 1º efeito é efetuada com a corrente líquida proveniente do tanque 70CR. O caudal é regulado de acordo com o nível do tanque de alimentação do 1º efeito (SR-121), de forma a manter o nível nos 50 %.

A corrente proveniente do tanque 70CR é pré-aquecida ao passar pelo 1º condensador principal (SR-195A), através da permuta de calor com o vapor proveniente do evaporador flash, e pelo aquecedor de baixa pressão (SR-176), que utiliza como fluido quente o vapor do tanque de alta pressão (SR-150). Após o aquecimento da corrente 70CR, esta é introduzida no tanque de alimentação do 1º efeito (SR-121).

É efetuada uma recirculação do fundo do tanque de alimentação do 1º efeito para os aquecedores de alta pressão (SR-122 A/B), que funcionam com vapor 20S. Desta forma, é efetuada uma purga (CR + 0,7 % de sólidos) na saída das bombas (SR-123 A/B), de modo a manter a concentração de impurezas sólidas controlada no tanque de alimentação.

O tanque de alimentação fornece, desta forma, à coluna de destilação do 1º efeito (SR-124) uma alimentação vaporizada com um teor de impurezas sólidas controlado, sendo a energia necessária à destilação obtida por condensação do vapor 20S no revaporizador do 1º efeito (SR-127).

O vapor de cabeça do 1º efeito é condensado nos aquecedores do 2º efeito (SR-108 A/B), havendo troca de energia com a recirculação da cauda da coluna do 2º efeito. O condensado é recolhido no tanque de refluxo do 1º efeito (SR-129), sendo que parte deste regressa à coluna como refluxo. O caudal restante é enviado para a coluna de remoção de DMA (SR-101).

O líquido da cauda da coluna passa por gravidade para um evaporador flash (integrado na coluna e localizado abaixo da mesma), onde se efetua a sua revaporização. O calor necessário é fornecido por circulação natural da corrente através de um revaporizador vertical (SR-194). O vapor do evaporador flash é, posteriormente, condensado no condensador principal (SR-195A), onde a corrente troca energia com o fluído proveniente do tanque 70CR (TF-108). Após ser arrefecido, o CR recuperado é encaminhado para o tanque de CR recuperado (SR-134).

É no 1º efeito que ocorre a hidrólise do CR, formando-se AC e DMA. Este fenómeno verifica-se neste efeito de destilação uma vez que a pressão de funcionamento é ligeiramente superior à pressão atmosférica e, conseqüentemente, a temperatura é superior à dos restantes efeitos. Deste modo, o AC produzido é uma impureza e como tal é necessário que seja removido. Neste sentido, é efetuada uma purga ao evaporador flash da coluna do 1º efeito para o sistema de remoção de AC.

#### Sistema de Remoção de AC

De modo a conservar o teor de AC dentro dos limites especificados ( $\leq 0,25$  %), envia-se uma purga de líquido do evaporador flash para o sistema de remoção de AC.

A primeira coluna de AC (SR-201) é constituída por enchimento estruturado e funciona à pressão atmosférica.

À medida que se processa a destilação, o AC concentra-se na cauda da coluna, tendo esta mistura uma composição aproximada de 20 % em AC e 80 % em CR. Uma parte desta é encaminhada para o revaporizador da primeira coluna de AC (SR-200), que funciona com vapor 20S, enquanto outra parte da mistura é bombeada para o tanque de alimentação do reator (SR-155) do Processo SM.

O produto de cabeça é um vapor constituído por CR em concentração superior a 99 % e uma pequena quantidade de AC. O vapor passa da coluna para o primeiro revaporizador da segunda coluna

de AC (SR-402), onde há troca de energia com a corrente de cauda da segunda coluna de AC (SR-401). Esta corrente, após ser arrefecida, é recolhida no tanque de CR recuperado (SR-134).

O processo de alimentação da segunda coluna da AC (SR-401) é semelhante ao da primeira coluna de AC, no entanto esta coluna funciona sob vácuo. À semelhança da primeira coluna de AC, a corrente da cauda tem uma composição aproximada de 23 % em AC e 77 % em CR, a qual é posteriormente enviada para o primeiro revaporizador da segunda coluna de AC (SR-402) enquanto o restante é recolhido no tanque de alimentação do reator (SR-155) do Processo SM.

O produto de cabeça é uma corrente rica em CR (> 99 %) que passa através de um condensador (SR-404) arrefecido com TW, sendo depois encaminhado a um tanque de refluxo (SR-412). A partir deste, parte do produto é encaminhado de novo à coluna e outra parte enviada para o tanque de CR recuperado (SR-134).

#### Sistema de Remoção de DMA

A coluna de *stripping* de DMA é uma coluna de pratos que permite recuperar a DMA como produto de cabeça, separando-a da água recuperada (RW). A alimentação a esta coluna é feita através da bomba de refluxo do 1º efeito (SR-130 A/B).

O vapor de cabeça passa no condensador da coluna de DMA (SR-102), no qual é parcialmente condensado. O condensado volta à coluna como refluxo, enquanto o vapor (DMA + água de saturação) é enviado para o Processo SM como matéria-prima na produção de solvente.

Parte do líquido da cauda da coluna é encaminhado para o revaporizador da coluna da DMA (SR-104), o qual utiliza vapor 5S, enquanto o restante líquido é enviado para os tanques de armazenagem de RW.

#### Sistema de Remoção de Sólidos

Na descarga da bomba do tanque de alimentação ao 1º efeito é feita uma purga de CR e sólidos, a qual é enviada para os tanques evaporadores (SR-220 e SR-120). A cauda dos tanques é bombeada para os respetivos aquecedores (SR-225 e SR-125 A/B). A corrente de saída destes aquecedores vaporiza ao entrar nos tanques e os vapores resultantes são encaminhados para o tanque de alimentação do 1º efeito (SR-121).

Parte do líquido da cauda do 2º tanque evaporador é enviado para um de dois sistemas de remoção de sólidos – O *Vacuum-Jet Dryer* (evaporador de vácuo) e o *Pan Dryer*.

O *Vacuum-Jet Dryer* é alimentado pelo fluído (solvente + sólidos) vaporizado. O solvente passa através das mangas, ocorrendo deste modo a sua separação dos sólidos e é, posteriormente, condensado e recolhido no tanque de caudas. Os sólidos são descarregados para dois *Mixers* e no final são recolhidos num saco no exterior, sendo posteriormente tratados como resíduos.

Quando este sistema está parado, o fluído proveniente da cauda do 2º tanque evaporador é enviado para o *Pan Dryer*. Neste equipamento utiliza-se vapor 5S na camisa do concentrador de sólidos para a remoção do solvente. Os gases libertados são recolhidos num coletor, após a condensação no condensador. No final do ciclo, a entrada de vapor é interrompida e os sólidos são retirados do concentrador e encaminhados para o parque de resíduos.

No Processo SM produz-se DMAC por reação de DMA com AC. Pode ocorrer ainda uma reação secundária entre a MMA (monometilamina, um contaminante que vem na DMA fresca) com o AC, originando MMAA (monometilacetamida).

No reator, é adicionada a mistura proveniente das colunas de *stripping* de AC do Processo SR.

O vapor de saída do reator é enviado para uma coluna de enchimento onde é destilado. Os vapores de cabeça desta coluna (CR, AC, DMA e H<sub>2</sub>O) são condensados no condensador da coluna. Parte deste condensado regressa à coluna como refluxo, enquanto o restante é alimentado a outra coluna de enchimento que visa a separação da DMA do CR bruto antes deste ser enviado para o Tanque SR.

Na cauda do reator purga-se solvente contendo vestígios de AC e MMAA, que é enviado para o revaporizador da coluna de MMAA, sendo este composto é posteriormente retirado. O vapor que sai do revaporizador passa por uma coluna de enchimento que visa a remoção da MMAA.

O vapor de cabeça da coluna (CR e AC) passa através de um condensador, sendo o condensado enviado parcialmente à coluna como refluxo e restante enviado para o tanque de alimentação ao reator.

### **3.2.8 Área de Corte e Embalagem (CB – *Cut & Baling*)**

O *spun tow* proveniente da Área SP é recolhido em contentores e submetido a uma operação de recozimento que consiste num tratamento com vapor, com o objetivo de melhorar as características físico-químicas da fibra final. Esta operação é efetuada numa autoclave de modo a assegurar a penetração completa do vapor no *spun tow*.

Após este processo, a fibra tratada pode dar origem a dois tipos de produto: Cabo e Rama. O Cabo pode ser embalado em fardos ou seguir em contentores para a Área TT. Por sua vez, a Rama é sujeita a frisagem, arrefecimento, corte e embalagem.

No caso do PFC, o embalamento é efetuado em caixas.

### **3.2.9 Área de Conversão de Cabo (TT – *Tow to Top*)**

A fibra do tipo Cabo é convertida em Top nesta área. O Cabo proveniente da Área CB é sujeito a um conjunto de estiramentos sucessivos com vista a obter o seu rebentamento, de modo a preparar a

fibra para posteriores transformações. Quanto ao encolhimento, o Top produzido pode assumir uma de três formas:

- Top Normal (sem encolhimento);
- Top Retrátil (com encolhimento);
- Top Alto Volume (mistura de Top retrátil e Top normal).

Após o rebentamento, a fibra sofre uma operação de frisagem e poderá sofrer um recozimento em contínuo, de acordo com o tipo de Top que se pretende obter.

Por fim, os Tops produzidos são recolhidos em potes denominados por *bumps* de Top, enfardados numa prensa, etiquetados e enviados para armazém.



## 4. Materiais e Métodos

---

### 4.1 Emissões Fugitivas dos Tanques de Armazenamento de Solvente

Na SGL Composites, S.A. apesar da eficiente recuperação do solvente, existe sempre uma certa quantidade que se perde. Neste contexto, um dos objetivos da presente dissertação é estimar as emissões dos tanques de armazenamento de líquidos contendo CR, de modo a minimizar as suas perdas para a atmosfera, possibilitando a sua recuperação através da aplicação de técnicas de controlo.

Os tanques alvo deste estudo são:

- **Tanques de Armazenamento 13+55CR**, os quais estão localizados na Área TF e armazenam uma mistura líquida de CR e água proveniente das cubas de coagulação e das operações de lavagem da fibra na Área SP. Esta mistura é alimentada à Área SR que visa a recuperação do solvente.
- **Tanque de Armazenamento 70CR**, localizado na Área TF, corresponde a um tanque intermédio que recebe os produtos de fundo da coluna do 4º efeito da Área SR, tendo como função regular o caudal que é posteriormente alimentado ao 1º efeito, consoante a quantidade de líquido proveniente da Área SP.
- **Tanque de Armazenamento SR**, que está presente na Área TF, armazena o CR “bruto” com um teor residual de DMA, proveniente da coluna de separação de DMA do Processo SM.
- **Tanques de Armazenamento de CR recuperado**, armazena o CR proveniente do Processo SR.

O inventário das emissões dos tanques de armazenamento acima referidos foi realizado com recurso ao *software* TANKS, desenvolvido pela Agência de Proteção Ambiental dos Estados Unidos (U.S. EPA).

De modo a reunir os dados necessários a introduzir no programa com vista a obter o relatório de emissões, foi necessário consultar os cadernos de máquinas dos tanques alvos deste estudo.

Na Tabela 4.1 estão apresentados os dados relativos aos tanques em estudo, bem como a percentagem mássica de cada componente que constitui a mistura líquida armazenada em cada tanque. Os valores de caudal dos tanques introduzidos no programa dizem respeito ao ano de 2020.

Outra informação necessária fornecer ao programa diz respeito aos dados meteorológicos relativos ao local onde se encontram os tanques. Neste sentido, foi necessário analisar a meteorologia da região a partir das variáveis meteorológicas registadas pela estação meteorológica.

A informação meteorológica foi obtida através do Instituto Português do Mar e da Atmosfera (IPMA), que forneceu os dados registados pelas estações meteorológicas de Lisboa, Setúbal e Barreiro. Assim, os dados introduzidos no programa estão apresentados na Tabela 4.2.

Relativamente aos compostos (DMA, AC, DMAC e água) presentes no líquido armazenado em cada um dos tanques, foi necessário introduzir as propriedades químicas daqueles que não constam na base de dados do programa, nomeadamente a DMAC e a água (Tabela 4.3). Alguns valores foram obtidos diretamente dos documentos internos da empresa, enquanto outros foi necessário consultar a literatura.

Tabela 4.1 – Características dos tanques

<b>Características</b>	<b>Tanque 13+55CR</b>	<b>Tanque 70CR</b>	<b>Tanque SR</b>	<b>Tanque CR recuperado</b>
Quantidade	2	1	1	6
Tipo de tanque	Teto fixo vertical	Teto fixo vertical	Teto fixo vertical	Horizontal
Comprimento [m]	9	9	5,5	12,64
Diâmetro [m]	9	9	5,5	3,5
Altura máxima de líquido [m]	9	9	5,5	-
Altura média de líquido [m]	3,48	2,78	1,64	-
Volume de trabalho [m <sup>3</sup> ]	570	570	130	105
Caudal de entrada [m <sup>3</sup> /ano]	262 579,4	163 728, 33	1 331,11	22 757, 72
Aquecimento	Não	Não	Não	Não
Cor do tanque	<i>Gray Light</i>	<i>Gray Light</i>	<i>Gray Light</i>	<i>Gray Light</i>
Tipo de teto	Cónico	Cónico	Cónico	-
Cor do teto	<i>Gray Light</i>	<i>Gray Light</i>	<i>Gray Light</i>	-
Qualidade da tinta do teto	Pobre	Pobre	Pobre	-
Altura do teto [m]	1,36	1,36	0,55	-
Definições de pressão e vácuo	0	0	0	0
Percentagem mássica de DMAC [%]	40,56	77,69	61,15	61,15
Percentagem mássica de H <sub>2</sub> O [%]	59,44	22,31	29,18	38,85
Percentagem mássica de DMA [%]	-	-	5,19	-
Percentagem mássica de AC [%]	-	-	4,48	-

Tabela 4.2 – Dados meteorológicos de Lisboa correspondentes à média de valores entre os anos de 2010 a 2020.

Fonte: (IPMA, 2021)

<b>Mês</b>	<b>Temperatura ambiente máxima diária</b> [°C]	<b>Temperatura ambiente mínima diária</b> [°C]	<b>Índice de radiação solar</b> [KJ/m <sup>2</sup> ]	<b>Velocidade média do vento</b> [m/s]
Janeiro	14,76	8,29	245 904,98	3,27
Fevereiro	15,69	8,37	331 616,22	3,55
Março	17,82	9,88	511 656,2	3,63
Abril	20,26	11,92	631 756,56	3,4
Mai	23,81	14,24	805 967,93	3,64
Junho	26,22	16,22	832 461,96	3,53
Julho	28,76	17,76	880 257,62	3,78
Agosto	29,82	18,25	809 477,34	3,56
Setembro	27,91	17,6	619 744,03	3,18
Outubro	23,5	15,16	417 358,25	3,04
Novembro	17,81	11,34	261 775,69	3,07
Dezembro	15,37	8,95	228 954,61	3,1
Anual	21,9	13,2	525 560,24	3,4

Tabela 4.3 – Propriedades da DMAC e da Água a inserir no programa [40, 41] [continua]

	<b>DMAC</b>	<b>Água</b>
Massa molar [g/mol]	87,12	18,01
Massa específica a 15,6 °C [g/cm <sup>3</sup> ]	0,945	0,997
Parâmetros da Equação de Antoine <sup>2</sup>		
A	8,97	-

<sup>2</sup> A Equação de Antoine é uma correlação empírica que descreve a relação entre a pressão de vapor e a temperatura de substâncias puras, onde P [mmHg] corresponde à pressão de vapor, T [°C] é a temperatura e A, B e C são parâmetros constantes específicos para uma determinada substância [41].

$$\log_{10}(P) = A - \frac{B}{C + T}$$

Tabela 4.3 – Propriedades da DMAC e da Água a inserir no programa [40, 41]. [conclusão]

	DMAC	Água
B	2 725,96	-
C	301,36	-
Pressão de vapor [Pa]		
a 4,44 °C	-	838,06
a 10 °C	-	1 227,41
a 15,6 °C	-	1 767,88
a 21,1 °C	-	2 505,16
a 26,7 °C	-	3 500,18
a 32,2 °C	-	4 820,24
a 37,8 °C	-	6 555,71

## 4.2 Proposta de um Sistema de Recuperação de Solvente

Uma vez estimadas as emissões dos tanques, é necessário recorrer a uma operação que permita a recuperação do solvente que se perde nessas emissões.

Como referido no Capítulo 2, a absorção de gases é um processo de purificação que visa a remoção preferencial de um composto presente numa corrente gasosa através do contacto com uma fase líquida, sendo uma das técnicas de recuperação de compostos mais utilizada na indústria química.

Tendo em conta os resultados das emissões, o Tanque 70CR é um dos tanques a ser alimentado ao sistema de recuperação de solvente, uma vez que é aquele cujas perdas de CR são mais significativas, segundo os resultados obtidos apresentados adiante no Capítulo 5.

Por outro lado, os tanques 13+55CR e SR estão situados na fábrica relativamente perto e são os que apresentam maiores perdas de CR em conjunto com o Tanque 70CR, pelo que o sistema a ser instalado irá ser desenvolvido para recuperar o CR que se perde nas emissões destes tanques.

Neste sentido, tendo em conta os tanques cujas emissões gasosas são alimentadas à coluna de absorção, foram analisados três cenários diferentes – Cenário I, Cenário II e Cenário III.

Na Figura 4.1 está apresentado o Cenário I, no qual todos os tanques estão ligados a uma única tubagem que alimenta uma coluna de absorção, sendo o CR recuperado alimentado ao 1º efeito de destilação do Processo SR.

A Figura 4.2 representa o Cenário II em que existem duas colunas de absorção: uma que recolhe as emissões dos tanques 13+55CR (TF-106 A/B), em que o CR recuperado é alimentado ao 2º efeito de

destilação do Processo SR, e uma segunda coluna que recolhe as emissões dos tanques 70CR (TF-108) e SR (TF-112), sendo o CR recuperado alimentado ao 1º efeito de destilação do Processo SR.

Por fim, na Figura 4.3 está apresentado o Cenário III, muito semelhante ao segundo cenário, mas com a diferença que este tem um tanque intermédio que recolhe o efluente líquido das colunas antes deste ser alimentado ao 1º efeito de destilação do Processo SR.

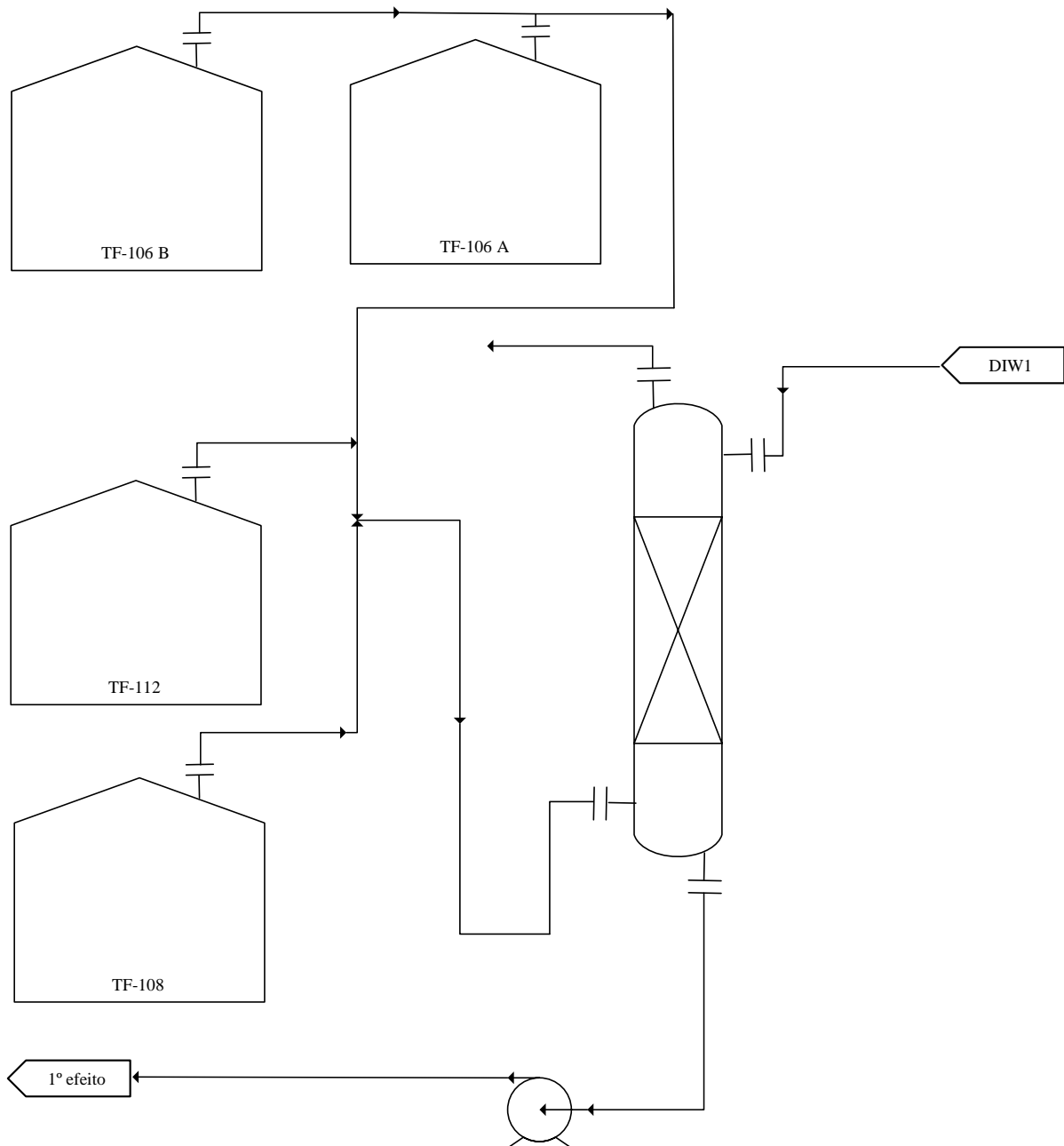


Figura 4.1 – Cenário I: esquema representativo do sistema de recuperação de solvente

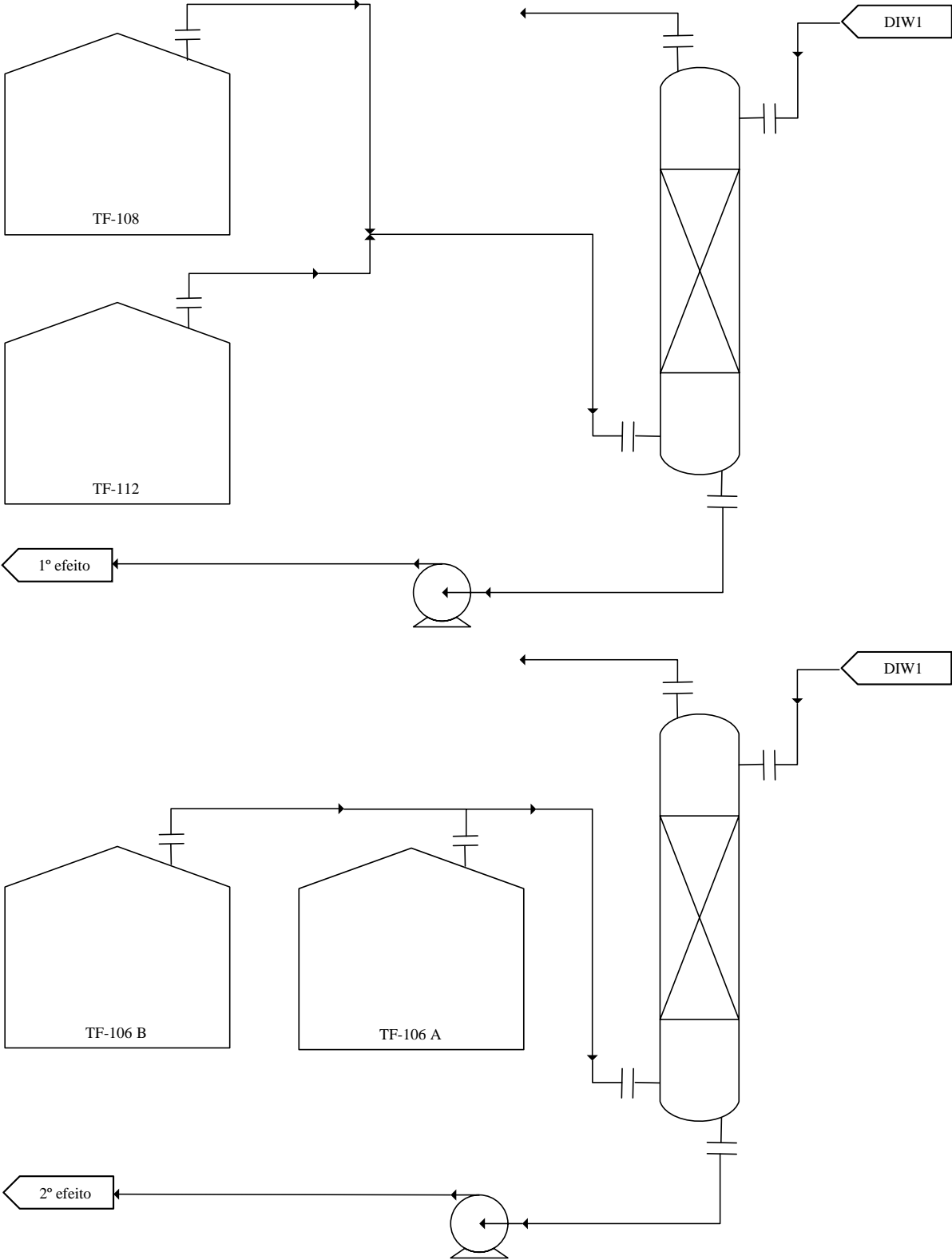


Figura 4.2 – Cenário II: esquema representativo do sistema de recuperação de solvente

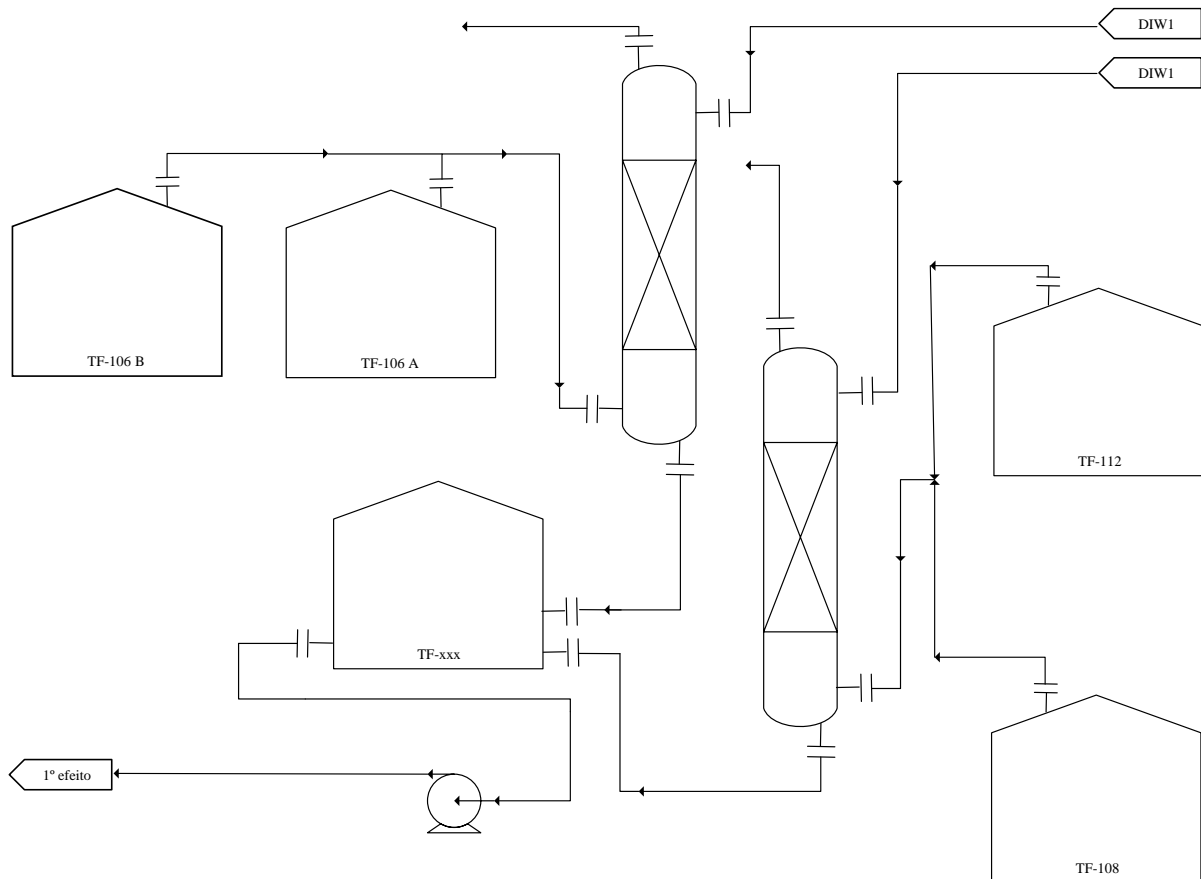


Figura 4.3 – Cenário III: esquema representativo do sistema de recuperação de solvente

#### 4.2.1 Dimensionamento de uma Coluna de Absorção

O projeto de um sistema que permite recuperar o solvente libertado pelas emissões fugitivas envolve o dimensionamento de uma coluna de absorção, bem como a implementação de um sistema de controle.

Tendo como base a metodologia descrita no Capítulo 2, foi feito o dimensionamento de uma coluna de absorção de enchimento, tendo sido selecionado um enchimento aleatório (*Selas de Berl*), cuja área específica superficial é de  $465 \text{ m}^2/\text{m}^3$  [36]. A Tabela 4.4 apresenta as características do tipo de enchimento selecionado.

Tabela 4.4 – Características do enchimento Selas de Berl [36]

$a_p \text{ [m}^2/\text{m}^3]$	$d_p \text{ [mm]}$	$\varepsilon \text{ [%]}$	$F_p \text{ [m}^{-1}]$	Material
465	13	62	790	Cerâmico

Tendo em conta as propriedades que caracterizam um bom absorvente para a operação de absorção, a **água desionizada (DIW1)** a  $25 \text{ }^\circ\text{C}$  proveniente da Área UT da unidade fabril foi o solvente escolhido para remover a DMAC das emissões gasosas.

Uma vez que os tanques cujas emissões são alimentadas à coluna se encontram a 80 °C, assumiu-se que 80,5 % (m/m) do total da corrente das emissões provenientes dos tanques era ar, de modo a garantir o estado gasoso da corrente. Por outro lado, o valor do caudal de gás utilizado para o dimensionamento da coluna corresponde às emissões quando se atinge o volume máximo de líquido dentro dos tanques, uma vez que o resultado obtido para as emissões reais dos tanques corresponde a um valor bastante reduzido de modo a ser possível projetar uma coluna nessas condições.

A eficiência estabelecida para o dimensionamento da coluna foi que cerca de 99,9 % do CR da corrente de entrada na coluna é removido.

Maior pressão dentro da coluna favorece a solubilidade do gás e diminui o diâmetro da coluna. Contudo, o custo de atingir um certo valor de pressão dever ser considerado [27]. Por este motivo, optou-se por operar a coluna a uma pressão próxima da pressão atmosférica.

De modo a calcular o diâmetro e a altura da coluna é essencial determinar, em primeiro lugar, a quantidade de água necessária fornecer à coluna para que seja possível atingir a eficiência de remoção desejada. Para isso, recorreu-se ao *software Aspen Plus 11.1*.

Tendo em conta o sistema em estudo (DMAC/H<sub>2</sub>O) é fundamental selecionar um modelo termodinâmico que melhor se adequa. Segundo os diagramas de *Carlson*, o modelo mais apropriado é o NRTL (*Non-Random Two-Liquid*) tendo em conta que os componentes em estudo são polares, não eletrólitos, a pressão de operação é inferior a 10 bar, os parâmetros de interação binária estão disponíveis, não há interação líquido-líquido e não há associação entre as fases de vapor [37]. O esquema utilizado está apresentado nas Figuras III.1, III.2 e III.3 do Anexo III, onde os dados assinalados foram os escolhidos de acordo com os componentes em estudo, até chegar ao modelo a utilizar.

Assim, após a seleção do modelo termodinâmico e introdução no programa dos componentes envolvidos, procedeu-se à simulação da coluna de absorção. Salienta-se o facto de se ter utilizado o modelo *RadFrac*, o qual se apresenta como sendo o mais completo e rigoroso quando se pretende efetuar uma simulação de uma coluna deste tipo.

A Figura 4.4 representa esquematicamente a coluna de absorção implementada no programa *Aspen Plus 11.1*.

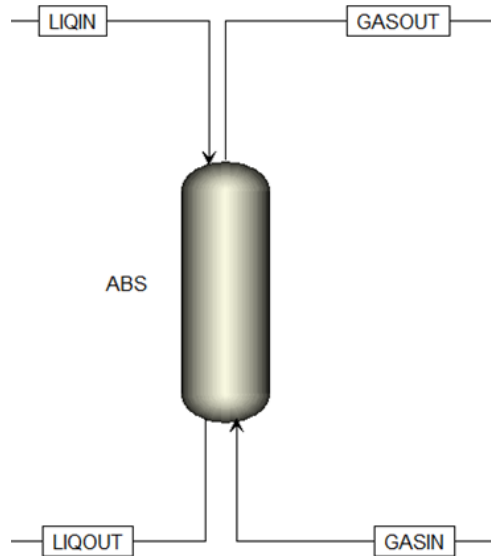


Figura 4.4 – Coluna de absorção implementada no programa *Aspens Plus 11.1*

### Diâmetro da Coluna

O diâmetro da coluna foi calculado com base no critério de perda de carga aceitável, tendo em conta que a coluna é projetada para operar com uma boa distribuição gás-líquido. Para colunas de enchimento aleatório, os valores de queda de pressão situam-se, mais ou menos, entre 15 e 50 mm H<sub>2</sub>O/m de enchimento (200 a 400 Pa/m) [30].

Existem várias representações gráficas (como a da Figura IV.1 do Anexo IV) de curvas de perda de carga que relacionam o parâmetro de fluxo,  $\Psi$ , com um conjunto de variáveis, a fim de obter o valor da área da secção reta da coluna e assim determinar o seu diâmetro.

O parâmetro  $\Psi$  (ou  $F_{LV}$ ) é definido pela Equação (4.1) em que  $\rho_G$  [Kg/m<sup>3</sup>] e  $\rho_L$  [Kg/m<sup>3</sup>] são as massas específicas do gás e do líquido, respetivamente. A expressão envolve também a razão dos fluxos do líquido e do gás, que são ainda desconhecidos, uma vez que não foi ainda calculado o diâmetro da coluna. Assim, é correto assumir que a razão entre os fluxos mássicos do líquido e do gás é igual à razão entre os caudais mássicos do líquido e do gás,  $(L'/G') = (L/G)$ , uma vez que a área da secção reta é a mesma para o líquido e para o gás [29].

$$\Psi = \frac{L'}{G'} \times \left( \frac{\rho_G}{\rho_L} \right)^{0,5} \quad (4.1)$$

Assumindo um valor de queda de pressão de 21 mm H<sub>2</sub>O/m de enchimento e com o valor do parâmetro de fluxo, a partir da Figura IV.1 do Anexo IV, é possível obter o valor do termo  $K_4$  que é definido pela Equação (4.2), onde  $G'$  [Kg/m<sup>2</sup>.s] corresponde ao fluxo mássico de gás,  $F_p$  [m<sup>-1</sup>] diz respeito ao fator de enchimento (cujo valor depende do tamanho e do tipo de enchimento seleccionado),

$\rho_G$  [ $Kg/m^3$ ] e  $\rho_L$  [ $Kg/m^3$ ] são as massas específicas do gás e do líquido, respetivamente, e  $\mu_L$  [ $N.s/m^2$ ] corresponde à viscosidade dinâmica do líquido [33].

$$K_4 = \frac{13,1 \times (G')^2 \times F_p \times \left(\frac{\mu_L}{\rho_L}\right)^{0,1}}{\rho_G \times (\rho_L - \rho_G)} \quad (4.2)$$

O valor da área da secção reta da coluna,  $A$  [ $m^2$ ], é obtido relacionando o valor do fluxo mássico do gás,  $G'$  [ $Kg/m^2.s$ ], com o valor do caudal mássico do gás  $G$  [ $Kg/s$ ], através da Equação (4.3).

$$A = \frac{G}{G'} \quad (4.3)$$

Finalmente, a partir do valor da área e tendo em conta que se trata de uma coluna cilíndrica vertical, o diâmetro da coluna,  $d_c$  [ $m$ ], é calculado pela Equação (4.4).

$$d_c = \left(\frac{4 \times A}{\pi}\right)^{0,5} \quad (4.4)$$

#### Altura da Coluna

A altura da coluna (ou do enchimento),  $Z$  [ $m$ ], vem dada pela Equação (4.5), em que  $H_{OG}$  [ $m$ ] corresponde à altura equivalente a uma unidade de transferência e  $N_{OG}$  corresponde ao número de unidades de transferência do gás [33].

$$Z = H_{OG} \times N_{OG} \quad (4.5)$$

O fator  $N_{OG}$  da Equação (4.5) é definido pelo integral da Equação (4.6), o qual representa a variação da composição do gás dividida pela respetiva força motriz [33].

$$N_{OG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{1}{y - y^*} dy \quad (4.6)$$

O integral pode ser resolvido aplicando a Regra de *Simpson*, considerando para o efeito o intervalo  $[Y_2, Y_1]$  e  $m = \frac{Y_1 + Y_2}{2}$  em que  $Y_2$  corresponde à razão molar de CR na corrente de saída de gás e  $Y_1$  corresponde à razão molar de CR na corrente de entrada de gás.

A partir do balanço molar global à coluna (Equação (4.7)), em que  $G_S$  [ $mol/h$ ] é o caudal molar de gás isento de soluto e  $L_S$  [ $mol/h$ ] é o caudal molar de líquido isento de soluto, e substituindo  $Y$  por  $Y = Y_2$ ,  $Y = \frac{Y_1 + Y_2}{2}$  e  $Y = Y_1$ , é possível obter o valor de  $X_1$  que diz respeito à razão molar de CR na corrente de saída de líquido. O valor de  $X_2$  corresponde à razão molar de CR na corrente de entrada de líquido e toma sempre o valor zero, uma vez que a corrente de água quando entra na coluna não contém soluto dissolvido.

$$G_S \times Y + L_S \times X_2 = G_S \times Y_2 + L_S \times X_1 \quad (4.7)$$

O dimensionamento da coluna depende, ainda, da disponibilidade de dados de equilíbrio gás/líquido para o sistema em questão, neste caso DMAC/Água. Tais dados não estão prontamente disponíveis para alguns compostos orgânicos. Por este motivo, recorreu-se ao *software Aspen Plus 11.1* para obter os dados de equilíbrio.

O gráfico da Figura A.1 do Apêndice A representa a curva de equilíbrio, bem como a equação que a descreve, do sistema DMAC/H<sub>2</sub>O a 80 °C estimados pelo *software*, segundo modelo termodinâmico selecionado.

Uma vez obtido os valores de  $X_1$  para cada valor de  $Y$ , pela equação do balanço, é possível convertê-lo para fração molar e substituí-lo na equação da curva de equilíbrio, de modo a obter os valores de  $y^*$ , o qual diz respeito à fração molar de equilíbrio. Convertendo, posteriormente, as frações molares de equilíbrio ( $y^*$ ) em razões molares de equilíbrio ( $Y^*$ ), é possível obter o valor de  $N_{OG}$  pela expressão da Regra de *Simpson* (Equação (4.8)).

$$N_{OG} = \frac{Y_1 - Y_2}{6} \left[ \left( \frac{1}{Y_2 - Y_2^*} \right) + 4 \times \left( \frac{1}{\frac{Y_1 + Y_2}{2} - \left( \frac{Y_1 + Y_2}{2} \right)^*} \right) + \left( \frac{1}{Y_1 - Y_1^*} \right) \right] \quad (4.8)$$

Para sistemas diluídos, é correto admitir que os caudais de gás e de líquido são essencialmente constantes ao longo da coluna e a curva de equilíbrio pode ser aproximada a uma reta.

Genericamente, considera-se que uma solução é diluída quando a concentração do soluto no gás ou no líquido é inferior a 10 %. Nestas condições, as variações dos caudais totais são inferiores a 10 %, sendo ainda muito menores as variações dos coeficientes de transferência de massa [26]. Neste caso, a composição da corrente gasosa em CR é cerca de 7 %, pelo que pode assumir-se estas condições.

A relação entre a altura total de uma unidade de transferência,  $H_{OG}$ , da Equação (4.5), e as unidades individuais de transferência,  $H_L$  e  $H_G$ , que se baseiam na força motriz que atravessa o líquido e o gás, pode ser descrita pela Equação (4.9), onde  $m$  é o declive da linha de equilíbrio e  $G_m/L_m$  é o declive da linha operatória. Segundo *Colburn* (1939) o valor ótimo para o termo  $m \times G_m/L_m$  situa-se entre 0,7 e 0,8 [30].

$$H_{OG} = H_G + m \times \frac{G_m}{L_m} \times H_L \quad (4.9)$$

A correlação de *Onda* que permite determinar a área interfacial específica,  $a_e$  [ $m^2/m^3$ ], vem dada pela Equação (4.10), onde  $\sigma_c$  [ $N/m$ ] e  $\sigma_L$  [ $N/m$ ] correspondem às tensões superficiais do material das partículas de enchimento e do líquido, respetivamente,  $L'$  [ $Kg/m^2 \cdot s$ ] é o fluxo mássico de líquido,

$\mu_L$  [ $N \cdot s/m^2$ ] corresponde à viscosidade dinâmica do líquido,  $\rho_L$  [ $Kg/m^3$ ] é a massa específica do líquido,  $g$  [ $m/s^2$ ] corresponde à aceleração gravítica e  $a_p$  [ $m^2/m^3$ ] corresponde à área específica superficial do enchimento [33].

$$\frac{a_e}{a_p} = 1 - \exp \left[ -1,45 \times \left( \frac{\sigma_c}{\sigma_L} \right)^{0,75} \left( \frac{L'}{a_p \times \mu_L} \right)^{0,1} \left( \frac{L'^2 \times a_p}{\rho_L^2 \times g} \right)^{-0,05} \left( \frac{L'^2}{\rho_L \times \sigma_L \times a_p} \right)^{0,2} \right] \quad (4.10)$$

Já as correlações que permitem obter os coeficientes de transferência de massa para a fase líquida,  $k_L$  [ $m/s$ ], e para a fase gasosa,  $k_G$  [ $Kmol/s \cdot m^2 \cdot bar$ ], são definidas pelas Equações (4.11) e (4.12), respetivamente, onde  $\rho_L$  [ $Kg/m^3$ ] e  $\rho_G$  [ $Kg/m^3$ ] são as massas específicas do líquido e do gás, respetivamente,  $\mu_L$  [ $N \cdot s/m^2$ ] e  $\mu_G$  [ $N \cdot s/m^2$ ] correspondem às viscosidades dinâmicas do líquido e do gás, respetivamente,  $g$  [ $m/s^2$ ] é à aceleração gravítica,  $L'$  [ $Kg/m^2 \cdot s$ ] e  $G'$  [ $Kg/m^2 \cdot s$ ] são os fluxos mássicos de líquido e de gás, respetivamente,  $a_e$  [ $m^2/m^3$ ] é a área interfacial específica,  $D_L$  [ $m^2/s$ ] e  $D_G$  [ $m^2/s$ ] são as difusividades do líquido e do gás, respetivamente,  $a_p$  [ $m^2/m^3$ ] corresponde à área específica superficial do enchimento,  $d_p$  [ $m$ ] é o tamanho das partículas de enchimento,  $R$  [ $bar \cdot m^3/Kmol \cdot K$ ] é a constante dos gases perfeitos,  $T$  [ $K$ ] é a temperatura do líquido e, por fim,  $K_5$  é uma constante cujo valor é igual 2 para partículas de enchimento com tamanho inferior a 15 mm [33].

$$k_L \left( \frac{\rho_L}{\mu_L \times g} \right)^{1/3} = 0,0051 \times \left( \frac{L'}{a_p \times \mu_L} \right)^{2/3} \left( \frac{\mu_L}{\rho_L \times D_L} \right)^{-1/2} (a_p \times d_p)^{0,4} \quad (4.11)$$

$$\frac{k_G}{a_p} \times \frac{R \times T}{D_G} = K_5 \times \left( \frac{G'}{a_p \times \mu_G} \right)^{0,7} \left( \frac{\mu_G}{\rho_G \times D_G} \right)^{1/3} (a_p \times d_p)^{-2} \quad (4.12)$$

Uma vez calculados os coeficientes de transferência de massa, é possível calcular as unidades individuais de transferência de massa,  $H_G$  [ $m$ ] e  $H_L$  [ $m$ ] pelas Equações (4.13) e (4.14), respetivamente, onde  $G_m$  [ $Kmol/m^2 \cdot s$ ] e  $L_m$  [ $Kmol/m^2 \cdot s$ ] são os fluxos molares de gás e de líquido, respetivamente,  $k_G$  [ $Kmol/s \cdot m^2 \cdot bar$ ] e  $k_L$  [ $m/s$ ] são os coeficientes de transferência de massa para a fase gasosa e líquida, respetivamente,  $a_e$  [ $m^2/m^3$ ] é a área interfacial específica,  $P$  [ $bar$ ] é a pressão de operação da coluna,  $\rho_L$  [ $Kg/m^3$ ] é a massa específica do líquido e  $M$  [ $Kg/Kmol$ ] é a massa molecular do líquido [33].

$$H_G = \frac{G_m}{k_G \times a_e \times P} \quad (4.13)$$

$$H_L = \frac{L_m}{k_L \times a_e \times \left( \frac{\rho_L}{M} \right)} \quad (4.14)$$

Por fim, é possível calcular a altura total de uma unidade de transferência,  $H_{OG}$  [m], pela Equação (4.9) e, juntamente com o valor de  $N_{OG}$  anteriormente determinado, obter o valor da altura da coluna (ou do enchimento) pela Equação (4.5).

### Queda de Pressão

A queda de pressão devida ao escoamento de um gás por um leito de partículas é definida pela Equação de *Ergun* (Equação (4.15)) onde  $\epsilon$  corresponde à porosidade das partículas de enchimento,  $\mu_G$  [Pa.s] corresponde à viscosidade dinâmica do gás,  $u_G$  [m/s] corresponde à velocidade do gás,  $d$  [m] é o diâmetro equivalente do enchimento<sup>3</sup> e  $\rho_G$  [Kg/m<sup>3</sup>] é a massa específica do gás. Esta equação relaciona a perda por efeitos viscosos e por efeitos inerciais e descreve a variação da pressão por unidade de comprimento de enchimento [38].

$$\frac{-\Delta P}{L} = 150 \left( \frac{(1 - \epsilon)^2}{\epsilon^3} \right) \left( \frac{\mu_G \times u_G}{d^2} \right) + 1,75 \left( \frac{(1 - \epsilon)}{\epsilon^3} \right) \left( \frac{\rho_G \times u_G^2}{d} \right) \quad (4.15)$$

### Velocidade de Inundação

Uma coluna não deve operar com velocidades excessivas ou com velocidades insuficientes do líquido e do gás, de modo a evitar problemas de funcionamento [26]. A capacidade máxima de uma coluna de enchimento é, normalmente, limitada pelo início da inundação.

À medida que a velocidade do gás aumenta começa a interferir com a sua passagem pelos interstícios do enchimento, podendo ocorrer a acumulação de líquido. Neste momento, diz-se que a coluna está inundada [27].

O cálculo da velocidade de inundação,  $v_f$ , é, assim, um parâmetro importante a ter em conta no projeto de uma coluna. O seu valor pode ser determinado a partir de dados experimentais ou de uma correlação gráfica como a da Figura IV.2 do Anexo IV [26].

O gráfico relaciona o parâmetro de fluxo,  $\Psi$ , representado no eixo das abcissas, com uma expressão que inclui fator de capacidade do gás,  $C_G$ , representada no eixo das ordenadas, generalizado através do fator de enchimento. Cada curva do gráfico da Figura IV.2 do Anexo IV representa um valor de queda de pressão. Assim, como se pretende calcular o fator de capacidade máxima (correspondente à condição de inundação),  $C_f$ , é correto assumir  $C_f \equiv C_G$ .

---

<sup>3</sup> O diâmetro equivalente do enchimento,  $d$ , corresponde ao diâmetro de uma esfera com o mesmo rácio volume/área de superfície das partículas do enchimento e vem dado por [38]:

$$d = 6 \times \frac{1 - \epsilon}{a_p}$$

A velocidade de inundação,  $v_f$  [m/s], vem dada pela Equação (4.16), onde  $C_f$  [m/s] corresponde à capacidade máxima e  $\rho_L$  [Kg/m<sup>3</sup>] e  $\rho_G$  [Kg/m<sup>3</sup>] são as massas específicas do líquido e do gás, respetivamente [29].

$$C_f = v_f \times \left( \frac{\rho_G}{\rho_L - \rho_G} \right)^{0,5} \quad (4.16)$$

### Liquid Hold-Up

Em muitas aplicações industriais de colunas de enchimento, é fundamental ter conhecimento da quantidade de líquido que está permanentemente no interior da coluna. A retenção do líquido depende do fluxo de líquido e, em certa medida, do fluxo de gás [43].








Para sistemas gás-líquido, o *liquid hold-up*,  $H_w$  [m<sup>3</sup> líquido/m<sup>3</sup> coluna], vem dado pela Equação (4.17), onde  $L'$  [Kg/m<sup>2</sup>.s] é o fluxo mássico de líquido e  $d$  [m] é o diâmetro equivalente do enchimento [43].

$$H_w = 0,143 \left( \frac{L'}{d} \right)^{0,6} \quad (4.17)$$

## 4.2.2 Instrumentação e Controlo






Na Tabela 4.5 estão indicados os instrumentos utilizados no sistema de controlo que permite a recuperação de solvente das emissões gasosas dos tanques.

Tabela 4.5 – Instrumentos de controlo

Instrumento	Descrição	Símbolo
PT	Transmissor de Pressão	
LT	Transmissor de Nível	
PI	Indicador de Pressão	
LIC	Controlador e Indicador de Nível	
HS	Botão Manual	
I	<i>Interlock</i>	
-	Rotâmetro	

Na Tabela 4.6 estão apresentados os tipos de válvulas utilizadas no sistema de recuperação de solvente das emissões gasosas dos tanques, de acordo com a sua função.

Tabela 4.6 – Válvulas [34, 39, 44]

Válvula	Descrição	Símbolo
Válvula de Seccionamento	As quais se destinam especificamente a regular o fluxo. Estas válvulas podem ser válvulas de globo, válvulas borboleta, válvulas de diafragma ou válvulas de macho esférico.	
Válvula de Drenagem	As válvulas de drenagem têm como finalidade permitir a recolha de amostras ou, em caso de necessidade, permitir a descarga de líquido.	
Válvula de Retenção ou Não Retorno	As válvulas de retenção ou não retorno permitem que o fluxo escoe apenas num sentido, impedindo desta forma o retorno do fluído.	
Válvula de Alívio de Pressão ou <i>Breather Valve</i> (PRV)	As válvulas de alívio de pressão têm como função aliviar gradualmente a pressão de um equipamento de modo a manter o valor deste parâmetro de acordo com a especificação.	
Válvulas ON/OFF	As válvulas ON/OFF destinam-se a interromper o fluxo do fluído, razão pela qual possuem apenas duas configurações: completamente abertas ou fechadas. Estas válvulas podem ser válvulas de cunha ou válvulas de macho esférico.	

A identificação das válvulas foi estabelecida segundo as normas da empresa de acordo com a Figura B.2 do Apêndice B.

O dimensionamento das tubagens visa, em primeiro lugar, estabelecer os comprimentos das tubagens,  $L$  [m], dependendo da sua origem e do seu destino. Neste caso, tendo em conta que o sistema de recuperação de solvente das emissões gasosas foi projetado para ser instalado na Área TF, próximo dos tanques, estabeleceu-se um comprimento de 20 m para cada tubagem.

Para a determinação do diâmetro interno é necessário determinar a velocidade do fluído dentro das tubagens. *Simpson* (1968) forneceu valores para a velocidade ótima dos fluídos em função da sua densidade (Figura V.1 do Anexo V) [31]. Assim, a partir dos valores de velocidade do fluído,  $u$  [m/s], e com os valores do caudal volumétrico,  $Q_v$  [m<sup>3</sup>/s], é possível calcular a área de secção reta do tubo,  $A_c$  [m<sup>2</sup>], pela Equação (4.18). Posteriormente, a Equação (4.19) permite determinar o valor do diâmetro interno,  $d_i$  [m].

$$A_c = \frac{Q_v}{u} \quad (4.18)$$

$$d_i = \sqrt{\frac{4 \times A_c}{\pi}} \quad (4.19)$$

Outro parâmetro importante no dimensionamento das tubagens é a perda de carga. Assim, para tubagens que contenham líquidos ou gases, a perda de carga no tubo devido ao atrito,  $\Delta P_f$  [Pa], vem dada pela Equação (4.20), onde  $f$  é o fator de fricção<sup>4</sup> (o qual depende do número de *Reynolds*,  $Re$ ),  $L$  [m] é o comprimento das tubagens,  $d_i$  [m] corresponde ao diâmetro interno das tubagens,  $\rho$  [Kg/m<sup>3</sup>] é a massa específica e  $u$  [m/s] é a velocidade do fluido que passa no interior das tubagens, respetivamente [34].

$$\Delta P_f = 8 \times f \times \left(\frac{L}{d_i}\right) \times \frac{\rho \times u^2}{2} \quad (4.20)$$

É de notar que, caso a perda de carga no tubo seja extremamente elevada, é necessário ajustar o diâmetro da tubagem de modo a obter um valor de perda de carga mais coerente.

Segundo as normas da empresa, a codificação das tubagens foi estabelecida de acordo com a Figura B.1 do Apêndice B, de modo a indicar todos os aspetos necessários para a execução do PID.

No sistema em questão será instalada uma bomba centrífuga para transportar o líquido proveniente da coluna de absorção de modo a ser incorporado no Processo SR da Área SR.

O dimensionamento de uma bomba deve ter em conta o circuito da bomba (isto é, desde o equipamento de origem até ao equipamento de destino do líquido), conforme ilustrado na Figura V.2 do Anexo V, e alterações que possam surgir no processo, como o aumento do caudal, de modo que não ocorram anomalias no seu funcionamento. Desta forma, o dimensionamento foi feito para um caudal de 200 L/h.

A perda de carga total que a bomba tem de vencer é determinada pela Equação (4.21), onde  $P_1$  [Pa] é a pressão à entrada da bomba,  $P_2$  [Pa] é a pressão à saída da bomba,  $\Delta P_L$  [Pa] corresponde à perda de carga em linha,  $\Delta P_{AC}$  [Pa] corresponde à perda de carga nos acessórios das tubagens,  $\Delta P_H$  [Pa]

---

<sup>4</sup> O fator de fricção,  $f$ , depende do número de *Reynolds*,  $Re$ , e vem dado por [34]:

$$f = 0,04 \times Re^{-0,16} = 0,04 \times \left(\frac{\rho \times d_i \times u}{\mu}\right)^{-0,16}$$

corresponde à perda de carga em altura,  $\Delta P_{VC}$  [Pa] corresponde à perda de carga na válvula de controlo (caso exista).

$$\Delta P_{Total} = (P_1 - P_2) + \Delta P_L + \Delta P_{AC} + \Delta P_H + \Delta P_{VC} \quad (4.21)$$

A perda de carga em linha corresponde à perda de carga devido à fricção anteriormente calculada pela Equação (4.20). Os acessórios das tubagens (como válvulas de seccionamento, curvas, tês, entradas nos equipamentos, etc.) introduzem um valor de perda de carga de cerca de 30 % da perda de carga em linha. Já a perda de carga em altura foi calculada tendo em conta a diferença de elevações,  $\Delta z$  [m], dos equipamentos de origem e destino, a massa específica do líquido,  $\rho$  [Kg/m<sup>3</sup>], e a aceleração da gravidade,  $g$  [m/s<sup>2</sup>], e vem dada pela Equação (4.22).

A diferença de elevações foi estimada a partir dos dados da Figura V.3 do Anexo V., tendo em conta o esquema da Figura V.2 presente no mesmo anexo, tendo sido considerado  $z_1$  igual a 2 m e  $z_2$  igual a 0,1 m.

$$\Delta P_H = \rho \times g \times \Delta z \quad (4.22)$$

Um outro parâmetro importante no dimensionamento de uma bomba corresponde à altura manométrica,  $h$  [m], cujo valor é determinado pela Equação (4.23), onde  $\Delta P_{Total}$  [Pa] corresponde à perda de carga total do circuito da bomba,  $\rho$  [Kg/m<sup>3</sup>] é a massa específica do líquido e  $g$  [m/s<sup>2</sup>] é a aceleração da gravidade [34].

$$h = \frac{\Delta P_{Total}}{\rho \times g} \quad (4.23)$$

O transporte de um líquido por meio de uma tubagem requer energia suficiente, de modo a superar as perdas devido à fricção nas tubagens, às conexões entre tubos (por exemplo, curvas, válvulas) e qualquer diferença de elevações e de pressão entre os equipamentos de origem e de destino.

Assim, a energia total exigida pela bomba (trabalho),  $W$  [J/Kg], foi determinada pela Equação (4.24), onde  $P_1$  [Pa] é a pressão à entrada da bomba,  $P_2$  [Pa] é a pressão à saída da bomba,  $\rho$  [Kg/m<sup>3</sup>] é a massa específica do líquido,  $g$  [m/s<sup>2</sup>] é a aceleração da gravidade,  $\Delta z$  [m] é a diferença de elevações e  $\Delta P_L$  [Pa] corresponde à perda de carga em linha [34].

$$g \times \Delta z + \frac{(P_1 - P_2)}{\rho} - \frac{\Delta P_L}{\rho} - W = 0 \quad (4.24)$$

A potência de uma bomba,  $P$  [KW], vem dada pela Equação (4.25), onde  $\eta$  corresponde à eficiência da bomba,  $W$  [J/Kg] é o trabalho realizado pela bomba e  $Q_m$  [Kg/s] é o caudal mássico do líquido.

A eficiência de bombas centrífugas foi estimada de acordo com o gráfico da Figura V.4 do Anexo V.

$$P = \frac{W \times Q_m}{\eta} \quad (4.25)$$

A pressão à entrada de uma bomba deve ser suficientemente elevada de modo a evitar a ocorrência de cavitação. A cavitação ocorre quando bolhas de vapor ou gás se formam no corpo da bomba. Estas bolhas formam-se se a pressão à entrada da bomba,  $P_1$ , for superior ou igual à pressão de vapor do líquido,  $P_v$  [31].

Assim, o NPSH disponível (*Net Positive Suction Head Available*) é um conceito fundamental a ter em conta no dimensionamento de uma bomba centrífuga, pois permite avaliar as condições de aspiração da bomba [31]. Este valor deve ser sempre superior ao NPSH requerido (valor especificado pelo fabricante), o qual depende dos parâmetros de projeto da bomba.

O NPSH disponível foi determinado pela Equação (4.26), onde  $P_1$  [Pa] é a pressão à entrada da bomba,  $\rho$  [Kg/m<sup>3</sup>] é a massa específica do líquido,  $g$  [m/s<sup>2</sup>] é a aceleração da gravidade,  $H$  [m] é a altura de líquido antes da sucção da bomba,  $\Delta P_L$  [Pa] corresponde à perda de carga em linha e  $P_v$  [Pa] é a pressão de vapor do líquido [34].

$$NPSH_{disponivel} = \frac{P_1}{\rho \times g} + H - \frac{\Delta P_L}{\rho \times g} - \frac{P_v}{\rho \times g} \quad (4.26)$$

### 4.3 Simulação da Unidade de Recuperação de Solvente

A simulação do Processo SR da Área de Recuperação de Solvente (sem ter em conta o sistema de remoção de sólidos) foi realizada com recurso ao simulador *Aspen Plus 11.1*.

Segundo a base de dados do simulador *Aspen Plus 11.1* e a informação presente no Capítulo 2 no que diz respeito à simulação de processos, o modelo WILSON é o mais indicado para o sistema em estudo.

Nas colunas de *stripping* de AC foi aplicada a correção à não idealidade da fase de vapor de *Hayden-O'Connell* (HOC) [39] visto que nesta etapa da simulação está presente uma mistura que contém ácidos carboxílicos, que neste caso é o ácido acético.

Os parâmetros binários do modelo utilizado, estimados pelo simulador, estão apresentados na Tabela 4.7.

Tabela 4.7 – Parâmetros binários

Componente i	Componente j	B <sub>ij</sub>	B <sub>ji</sub>
H <sub>2</sub> O	DMAC	0	0
H <sub>2</sub> O	AC	-73,44	219,66
DMAC	AC	269,99	379,64
H <sub>2</sub> O	DMA	308,24	-646,42
DMAC	DMA	-183,25	147,8
AC	DMA	-229,65	177,71

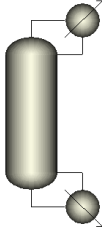

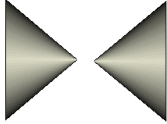
#### 4.3.1 Dados e Condições Operatórias para a Simulação

Após a seleção dos componentes e do modelo termodinâmico, torna-se possível simular o processo de recuperação de solvente da Área SR.

Um dos passos cruciais de uma simulação passa por especificar um ou mais modelos que representem corretamente as operações unitárias. Estes modelos são utilizados para representar os equipamentos reais, tais como colunas de destilação e permutadores de calor [16].

Na Tabela 4.8 estão apresentados os modelos que representam os equipamentos utilizados na simulação do Processo SR.

Tabela 4.8 – Modelos utilizados para representar os equipamentos e operações do Processo SR [16]

Descrição	Equipamento
<i>RadFrac</i> é um modelo rigoroso utilizado para simular todos os tipos de operações de separação gás-líquido. Neste caso, representa as colunas de destilação e <i>stripping</i> do sistema, bem como o separador flash.	
<i>Heat Exchangers</i> , os quais determinam as condições térmicas e de fase de uma mistura com uma ou mais correntes de entrada. Estes modelos simulam o desempenho de aquecedores ou permutadores de calor.	
<i>Mixer</i> e <i>Splitter</i> combinam diferentes correntes numa única corrente de fluxo. O <i>Mixer</i> junta duas ou mais correntes do processo em apenas uma corrente de saída; o <i>Splitter</i> separa uma corrente do processo em uma ou mais correntes de saída.	

A introdução das condições operatórias dos diversos equipamentos passa por especificar, por exemplo, caudais de entrada, de saída, caudais de refluxo, temperaturas, pressões, pelo que foi necessário consultar os cadernos de máquinas dos equipamentos e recorrer ao servidor informático da empresa que apresenta, em tempo real, as condições operatórias da fábrica. Os dados introduzidos dizem respeito ao dia 18 de junho de 2021.

Nas Tabelas 4.9, 4.10 e 4.11 estão apresentadas as condições operatórias admitidas para o funcionamento dos diversos equipamentos do Processo SR implementados no simulador.

Tabela 4.9 – Condições operatórias das colunas 1º, 2º, 3º e 4º efeitos

	<b>SR-107</b>	<b>SR-113</b>	<b>SR-501</b>	<b>SR-124</b>
Número de Andares	5	26	12	26
Caudal de Refluxo [Kg/h]	3 101	2 721	1 947	4 545,68
Caudal de Destilado [Kg/h]	-	-	-	4 472
Caudal de Cauda [Kg/h]	27 674	21 306	16 385	-
Pressão [bar]	0,66	0,42	0,13	1,1

Tabela 4.10 – Condições operatórias das colunas de remoção de DMA, AC e do separador flash

	<b>Separador Flash</b>	<b>SR-101</b>	<b>SR-201</b>	<b>SR-401</b>
Número de Andares	3	24	17	17
Caudal de Refluxo [Kg/h]	-	-	-	280
Caudal de Cauda [Kg/h]	6 500	-	51	35
Razão de Refluxo	-	1	-	-
Calor trocado no Revaporizador [Kcal/h]	-	450 000	-	-
Pressão [bar]	1,1	1,1	1,1	0,25

Tabela 4.11 – Condições operatórias dos permutadores de calor

	<b>SR-143</b>	<b>SR-202</b>	<b>SR-195A</b>	<b>SR-176</b>	<b>SR-122</b>
Temperatura de saída [°C]	96	120	139,52	123,87	158,3
Pressão [bar]	1,3	2	1,1	1,1	1,1

Foi também necessário definir uma das correntes do processo. A corrente definida foi a corrente de alimentação, 13+55CR, sendo que os valores se encontram apresentados na Tabela 4.12.

Por outro lado, é necessário ter em conta que o CR sofre hidrólise em contacto com a água, originando AC e DMA. Esta reação ocorre a uma temperatura de 180 °C e optou-se por considerar a

degradação de 18,125 Kg/h de CR com 3,75 Kg/h de água, a que corresponde a formação de 12,5 Kg/h de AC e 7 Kg/h de DMA.

De modo a simplificar a implementação do Processo SR no simulador, optou-se por incluir uma corrente (designada por *Reaction*) cujos dados referentes à degradação do CR estão apresentados na Tabela 4.12.

Tabela 4.12 – Dados introduzidos para a corrente 13+55CR e Reaction

	<b>13+55CR</b>	<b>Reaction</b>
Temperatura [°C]	48,5	180
Pressão [bar]	1,3	1,1
Caudal [Kg/h]	30 500	19,5
Fração Mássica		
Água	0,60718	0
DMAC	0,3921	0
AC	0,00072	0,64
DMA	0	0,36

No processo têxtil, a Área SR é aquela que apresenta o maior consumo específico de vapor 20S (vapor a alta pressão). Este tipo de vapor é utilizado como fluido de aquecimento no revaporizador do 1º efeito (SR-127), no revaporizador flash (SR-194), no revaporizador da primeira coluna de AC (SR-200) e nos aquecedores do tanque de alimentação do 1º efeito (SR-122 A/B). Neste sentido, o vapor 20S foi introduzido no simulador como utilidade destes equipamentos.

A Tabela 4.13 apresenta as características do vapor que foram necessárias introduzir no programa.

Tabela 4.13 – Dados relativos ao vapor 20S

Temperatura de entrada [°C]	303
Pressão de entrada [bar]	20,5
Temperatura de saída <sup>5</sup> [°C]	212,38
Pressão de saída [bar]	20,5

<sup>5</sup> A temperatura de saída introduzida no simulador corresponde à temperatura de saturação do vapor sobreaquecido à pressão de 2 MPa.

### **4.3.2 Validação dos Resultados da Simulação**

De forma a garantir a fiabilidade dos resultados obtidos através da simulação, tornou-se necessário proceder à sua validação, recorrendo à comparação desses mesmos resultados com os valores reais conhecidos para a instalação.

Neste sentido, foram comparados os valores de temperaturas e caudais, assim como as composições de CR conhecidas para as correntes do processo, para os dias 18 e 23 de junho de 2021 e 29 de setembro de 2021.

## 5. Apresentação e Discussão de Resultados

### 5.1 Quantificação das Emissões Fugitivas dos Tanques de Armazenamento de Solvente

Após a recolha dos dados necessários para estimar as emissões, o *software* TANKS reporta um relatório anual das emissões de cada um dos tanques em estudo, tendo em conta os componentes de cada mistura armazenada no seu interior.

Na Tabela 5.1 e na Figura 5.1 estão apresentados os resultados das emissões anuais dos tanques 13+55CR, 70CR, SR e CR recuperado obtidos pelo programa.

Tabela 5.1 – Resultados das emissões anuais dos tanques 13+55CR, 70CR, SR e CR recuperado

	DMA	AC	DMAC	Água
<b>Tanque 13+55CR</b>				
<i>Standing Losses</i> [Kg/ano]	-	-	127,96	522,9
<i>Working Losses</i> [Kg/ano]	-	-	637,84	2 606,39
<b>Tanque 70CR</b>				
<i>Standing Losses</i> [Kg/ano]	-	-	3 233,12	819,83
<i>Working Losses</i> [Kg/ano]	-	-	4 973,45	1 261,14
<b>Tanque SR</b>				
<i>Standing Losses</i> [Kg/ano]	1 081,08	151,11	593,74	766,53
<i>Working Losses</i> [Kg/ano]	60,24	8,42	33,08	42,71
<b>Tanque CR Recuperado</b>				
<i>Standing Losses</i> [Kg/ano]	-	-	608,89	-
<i>Working Losses</i> [Kg/ano]	-	-	804,73	-
Total	1 141,32	159,53	<b>11 012,81</b>	6 019,5

Uma vez reunida a quantidade de CR que se perde nas emissões fugitivas dos tanques de armazenamento, é possível estimar um valor, em euros, representativo dessa mesma quantidade. Sabendo que o custo do CR para a empresa é de 1 350 €/TON e que se perdem, no total, cerca de 11 toneladas de CR por ano, então, ao fim deste período, as perdas de CR associadas a este tipo de emissões nestes tanques tem um custo para a empresa de cerca de **14 900 €**.

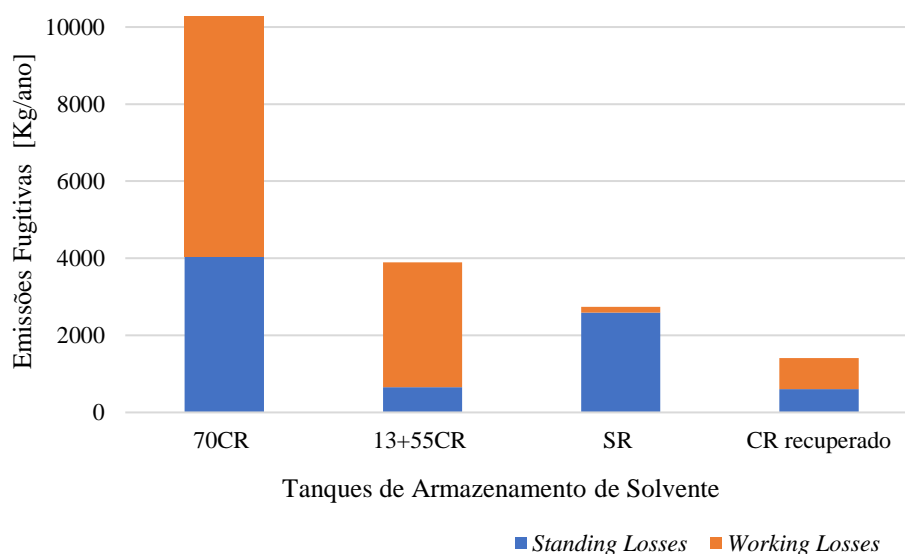


Figura 5.1 – Emissões fugitivas dos tanques de armazenamento de solvente

Pela Figura 5.1 é possível observar que o Tanque 70CR é aquele que tem uma maior quantidade de emissões gasosas de solvente. Este resultado pode ser explicado pelo facto de o Tanque 70CR apresentar uma maior concentração em CR, relativamente aos outros tanques.

A Figura 5.2 representa o Diagrama de Pareto (também designado por Análise ABC) o qual, neste contexto, permite avaliar os tanques que mais contribuem para as perdas de CR através das emissões fugitivas. Segundo o gráfico apresentado é possível destacar o Tanque 70CR como aquele cujo valor das emissões é o mais elevado, contribuindo com cerca de quase 75 % do total das emissões.

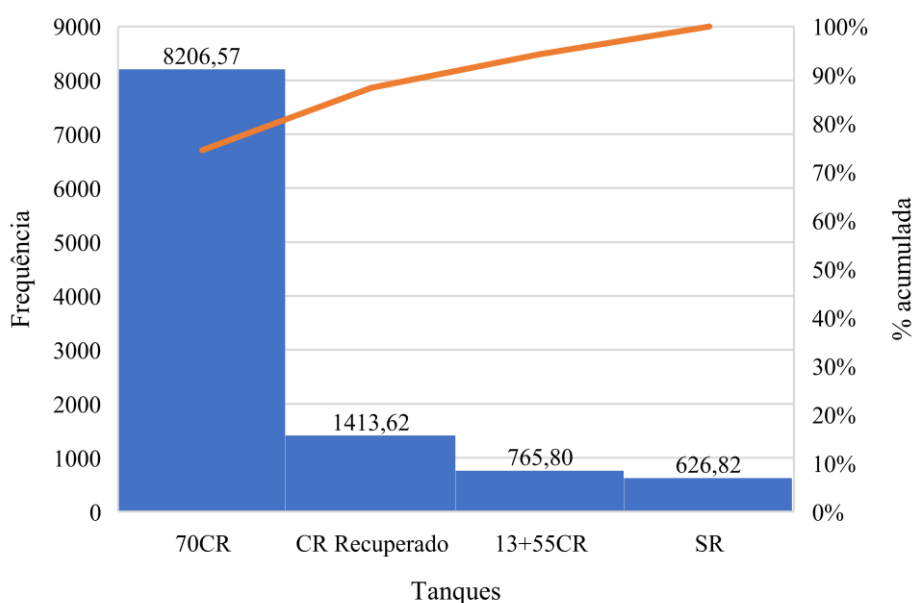


Figura 5.2 – Diagrama de Pareto

## 5.2 Proposta de um Sistema de Recuperação de Solvente

Avaliando os três cenários apresentados no Capítulo 4, é possível destacar alguns aspetos que os distinguem, permitindo optar por aquele que se apresentar mais promissor.

Após uma avaliação económica, feita pela empresa, foi possível concluir que, em termos económicos, o orçamento de cada um dos cenários era muito semelhante (cerca de 50 000 €).

No entanto, o Cenário I, por apresentar apenas uma coluna de absorção a recolher as emissões de todos os tanques, está associado o risco de ocorrer contaminação cruzada, isto é, a DMA presente no Tanque SR poderá contaminar o líquido armazenado nos Tanques 13+55CR devido à pressão do Tanque SR ser superior à dos Tanques 13+55CR, podendo haver vestígios deste composto na RW do 2º 3º e 4º efeitos do Processo SR.

Já o Cenário III difere do Cenário II por apresentar um tanque secundário que recolhe o líquido da cauda da coluna de absorção, tornando este cenário com uma necessidade acrescida em manutenção e também mais dispendioso.

O Cenário II, embora apresente duas colunas de absorção e, por essa razão, ter associadas mais despesas de controlo e automação, é aquele que aparenta ser mais viável e promissor.

Na Tabela 5.2 estão apresentados os resultados da simulação do balanço de massa à coluna de absorção do sistema de recuperação de solvente, realizado no programa *Aspen Plus 11.1*.

Tabela 5.2 – Balanço de massa à coluna de absorção obtido no *Aspen Plus 11.1*

	<b>GASIN</b>	<b>LIQIN</b>	<b>GASOUT</b>	<b>LIQOUT</b>
Temperatura [°C]	80	25	55,03	62,2
Pressão [bar]	1,1	1,1	1,1	1,1
Caudal Mássico [Kg/h]	62	51,5	55,8	57,7
H <sub>2</sub> O	6,82	51,5	5,24	53,07
DMAC	4,29	-	0,0004	4,286
AC	0,14	-	0,0049	0,13
DMA	0,82	-	0,66	0,16
AR	49,93	-	49,92	0,0055
Composição mássica				
H <sub>2</sub> O	0,11	1	0,094	0,92
DMAC	0,069	-	-	0,074
AC	0,002	-	-	0,0023
DMA	0,013	-	0,012	0,0028
AR	0,805	-	0,894	-

O caudal de água obtido pelo programa, de forma a não ocorrer anomalias que afetem a hidrodinâmica da coluna, mantendo assim a eficiência de operação desejada, foi de 51,5 Kg/h.

Na Tabela 5.3 estão apresentados os resultados do dimensionamento da coluna de absorção do sistema de recuperação de solvente.

Tabela 5.3 – Resultados do dimensionamento da coluna de absorção

Diâmetro [m]	0,18
Altura [m]	1,81
Queda de Pressão [Pa/m coluna]	264,04
Velocidade de Inundação [m/s]	1,35
<i>Liquid Hold-Up</i> [m <sup>3</sup> líquido/m <sup>3</sup> coluna]	0,038

Sendo o valor do diâmetro da coluna obtido inferior a 0,3 m e, tendo sido considerado um tamanho de enchimento inferior a 25 mm (13 mm) é possível constatar que a relação entre o diâmetro da coluna e o tamanho do enchimento utilizado está de acordo com a Figura II.3 do Anexo II.

Por outro lado, verifica-se que o tamanho do enchimento selecionado (selas de *Berl*) não é superior a 1/8 do diâmetro da coluna, pelo que os resultados obtidos estão de acordo com o critério mencionado no Capítulo 2.

Tal como referido anteriormente, para colunas com enchimentos aleatórios os valores de queda de pressão situam-se entre 200 e 400 Pa/m, sendo que o valor obtido se encontra dentro deste intervalo.

Após reunir as condições operatórias segundo as quais irá funcionar o sistema de recuperação de solvente, foi contactado um fornecedor da empresa *Sulzer*, o qual forneceu os resultados apresentados na Tabela 5.4 do dimensionamento da coluna de absorção, para um enchimento estruturado.

Tabela 5.4 – Resultados do dimensionamento da coluna de absorção segundo a *Sulzer*

Diâmetro [m]	0,14
Altura [m]	2,92
Queda de Pressão [mbar]	1,98
<i>Liquid Hold-Up</i> [%]	6

Os resultados do dimensionamento das tubagens para o cenário escolhido encontram-se apresentados na Tabela 5.5.

De modo a manter os valores de queda de pressão nas tubagens reduzidos, alguns valores de diâmetros tiveram de ser ajustados.

Tabela 5.5 – Dimensionamento das tubagens relativas ao Cenário II

<b>Origem</b>	<b>Destino</b>	<b>Composição da Tubagem</b>	<b>Diâmetro Interno [in]</b>	<b>Queda de Pressão [bar]</b>
Tanques 13+55CR	Coluna de Absorção	Emissões	2	0,05
Área UT	Coluna de Absorção	DIW1	1	0,24
Coluna de Absorção	Atmosfera	Purga	1,5	0,04
Coluna de Absorção	Bomba	CR+H <sub>2</sub> O	1	0,23
Bomba	2º efeito	CR+H <sub>2</sub> O	1	0,23
Tanque SR	Tubagem de alimentação à coluna	Emissões	2	0,04
Tanque 70CR	Tubagem de alimentação à coluna	Emissões	2	0,04
Tubagem de alimentação à coluna	Coluna de Absorção	Emissões	2	0,04
Área UT	Coluna de Absorção	DIW1	1	0,23
Coluna de Absorção	Atmosfera	Purga	1,5	0,04
Coluna de Absorção	Bomba	CR+H <sub>2</sub> O	1	0,23
Bomba	1º efeito	CR+H <sub>2</sub> O	1	0,23

Na Tabela 5.6 encontram-se apresentados os resultados do dimensionamento da bomba do sistema de recuperação de solvente.

Tabela 5.6 – Resultados do dimensionamento da bomba centrífuga

Altura Manométrica [m]	2,41
Potência [KW]	0,45
NPSH disponível [m]	9,92

Geralmente, o NPSH deve ser superior a 3 m para caudais de líquido até 100 m<sup>3</sup>/h [34]. Visto que a bomba foi dimensionada para um caudal de 0,2 m<sup>3</sup>/h, o valor obtido de NPSH obedece a este critério.

Os diagramas de Tubagens e Instrumentação (PID) representam, do ponto de vista do processo, os instrumentos de medição e controlo associados aos equipamentos e às tubagens. A SGL Composites, S.A. foi construída segundo as normas e especificações de construção da Engenharia Básica *Mitsubishi*, pelo que todas as ampliações e modificações devem manter as características originais.

Em todas as tubagens do sistema de recuperação de solvente instalaram-se válvulas de seccionamento que permitem que o fluido escoe com a mínima perda de carga.

O caudal de entrada de líquido na coluna é uma variável importante a controlar, uma vez que permite garantir a quantidade de água requerida para a operação de absorção, de forma que não ocorram anomalias que afetem a hidrodinâmica da coluna, mantendo a eficiência desejada. Assim, foi instalado um rotâmetro que permite registrar o valor do caudal.

Nas correntes de alimentação à coluna (gás e líquido) foram instaladas válvulas ON/OFF, as quais estão ligadas ao DCS.

O nível de líquido dentro da coluna é controlado por um transmissor ligado a um indicador e controlador de nível instalado na coluna. Este instrumento está ligado ao DCS, que controla o nível de água dentro da coluna, e a um variador de frequência, o qual altera a velocidade de rotação do motor da bomba centrífuga consoante a quantidade de líquido que alimenta a bomba, interferindo diretamente no consumo de energia elétrica.

Nos tanques de armazenamento foram instaladas válvulas de alívio de pressão (PRV), as quais funcionam nos dois sentidos. Assim, caso ocorra uma redução brusca da pressão dentro dos tanques, estas válvulas permitem a entrada de ar para o interior dos mesmos. Apenas no caso de ocorrer anomalias no funcionamento da coluna, estas válvulas abrem para a atmosfera permitindo a libertação de gases, de modo a impedir o aumento da pressão no interior dos tanques.

Nestes tanques ainda se encontram instalados transmissores de pressão ligados ao DCS por sinais elétricos. O DCS regista o valor de pressão dos tanques e, conforme o seu valor, irá controlar a abertura ou fecho das válvulas ON/OFF.

Assim, no momento em que é atingida a pressão máxima nos tanques e quando o nível de água dentro da coluna atinge os 50 %, a válvula ON/OFF da corrente de gás abre completamente, permitindo que as emissões gasosas sejam alimentadas à coluna. Quando os tanques atingem a pressão mínima, a válvula ON/OFF da corrente de gás fecha completamente, impedindo a passagem das emissões gasosas.

Na corrente de alimentação do gás à coluna foi instalado um indicador de pressão que permite registar visualmente o valor da pressão de operação da coluna.

No sistema da bomba centrífuga, uma variável importante de controlar é a pressão, pois é necessário verificar continuamente se a pressão da corrente de aspiração da bomba é a esperada, para que não ocorra o fenómeno de cavitação. Para isso foi instalado um indicador de pressão na corrente de líquido proveniente da coluna, que alimenta a bomba.

Para além deste controlo, no sistema da bomba centrífuga é fundamental a presença um botão manual de emergência (tanto no terreno como na sala de controlo) ligado a um *interlock* que permite interromper o sinal elétrico e assim parar a operação, caso seja necessário.

A bomba não dispõe de qualquer dispositivo que consiga prever a entrada de líquido pela corrente de descarga, pelo que é de extrema importância a instalação de uma válvula de retenção nessa mesma corrente, de modo a evitar que o líquido retorne à bomba, no caso de ocorrer alguma anomalia durante o processo de produção de fibra ou até mesmo durante a sua paragem.

Para além da válvula de retenção, existem duas válvulas de drenagem nas correntes de descarga e aspiração da bomba que têm como função permitir a saída de líquido, caso seja necessário.

Todas as válvulas instaladas no sistema são de macho esférico, uma vez que é o tipo de válvula funcional mais económico para o sistema em questão.

As Figuras 5.3 e 5.4 ilustram o PID que representa o Cenário II, segundo as normas da empresa para tubagens, instrumentos e equipamentos.

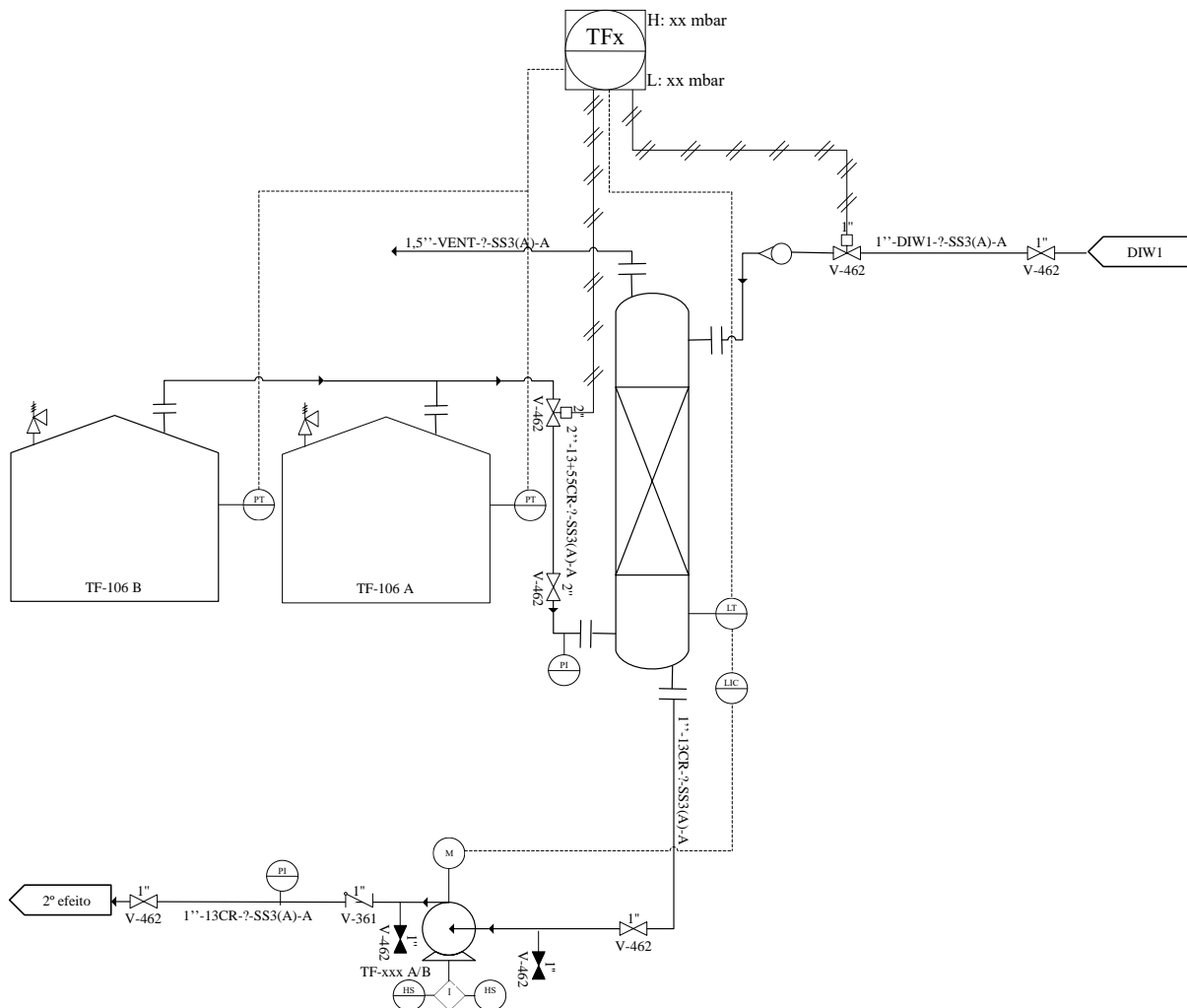


Figura 5.3 – PID dos Tanques 13+55CR do Cenário II

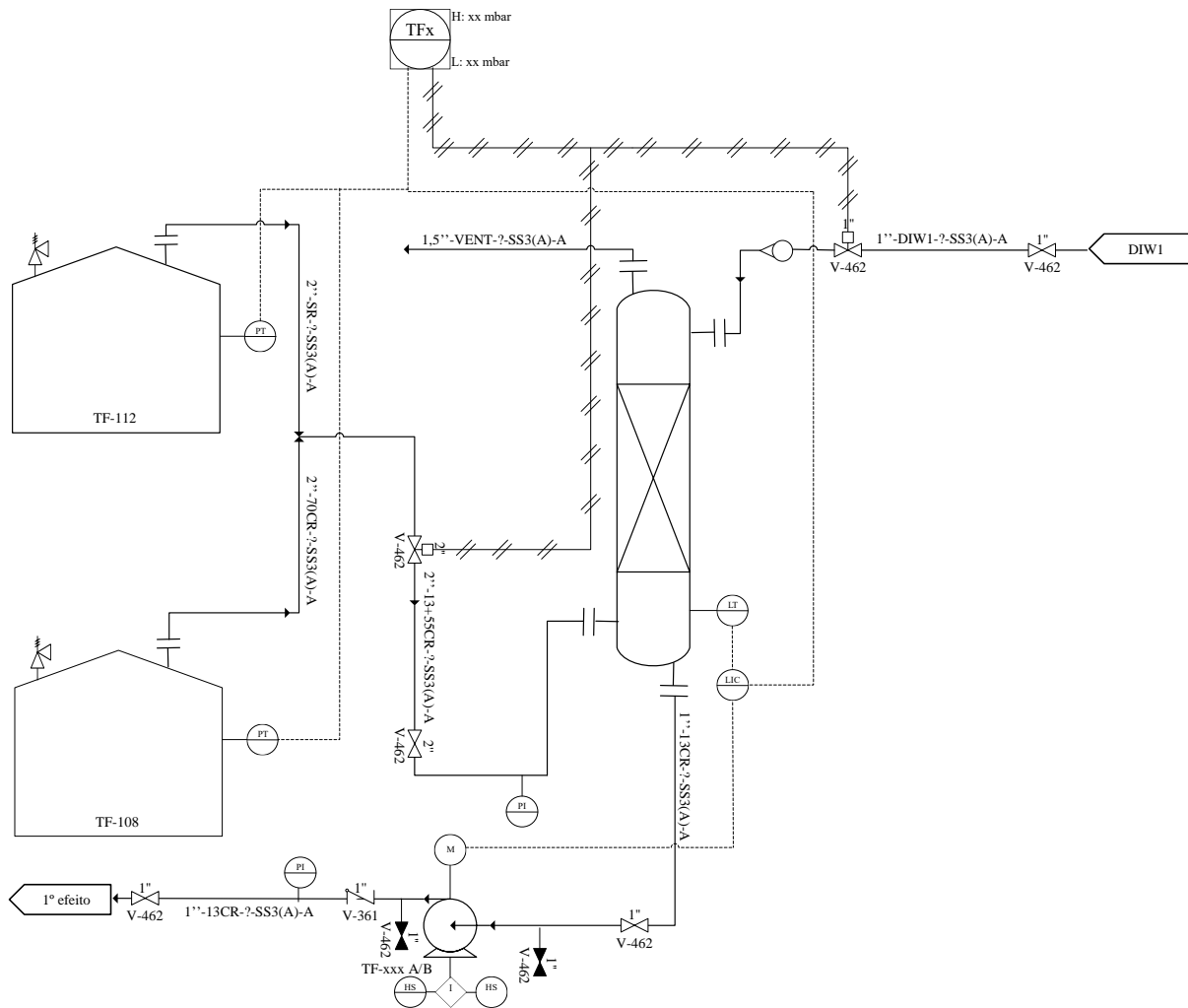


Figura 5.4 – PID dos Tanques 70CR e SR do Cenário II

### 5.3 Resultados da Simulação da Unidade de Recuperação de Solvente

A Figura 5.5 ilustra o diagrama do Processo SR implementado no *Aspen Plus 11.1*. O balanço de massa do processo obtido pelo simulador está apresentado na Tabela 5.8.

Na Tabela 5.7 apresenta-se os resultados do consumo de vapor 20S obtidos pelo simulador.

Tabela 5.7 – Resultados do consumo de vapor 20S no Processo SR

	SR-127	SR-194	SR-200	SR-122
Caudal de Vapor 20S [Kg/h]	2 050,55	1 214	797,7	4 105,96

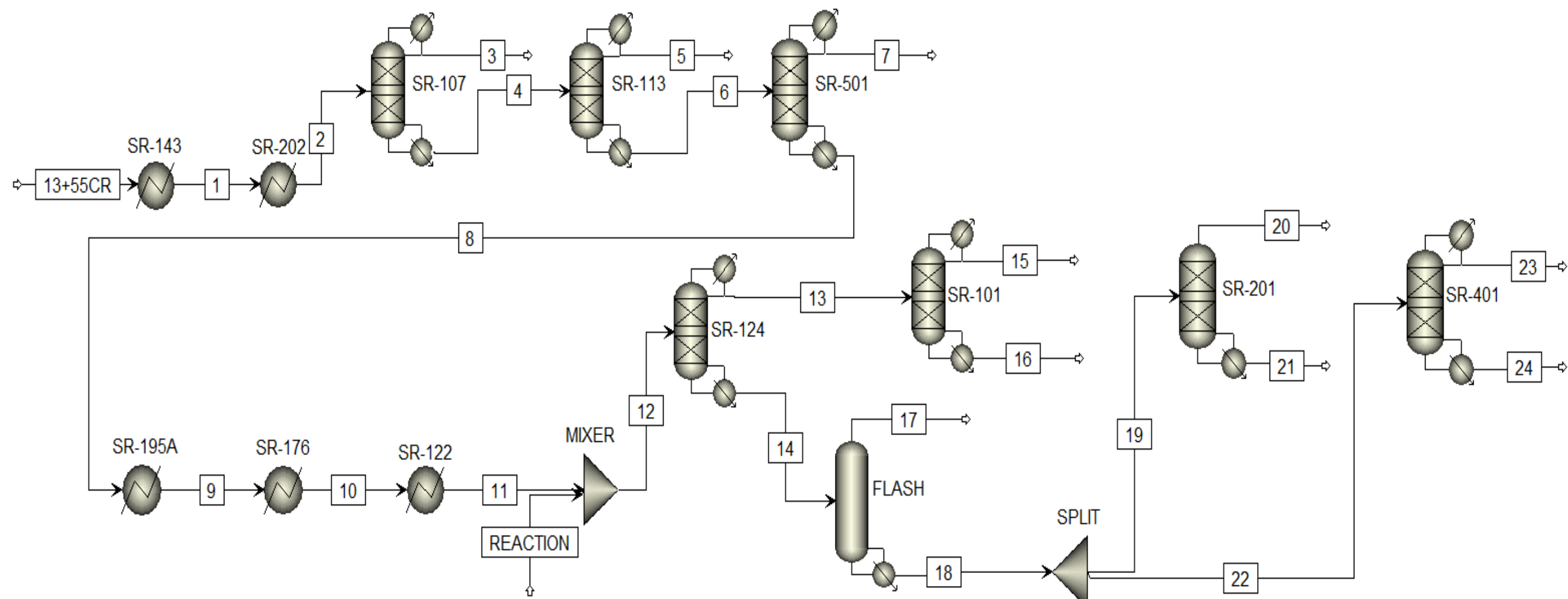


Figura 5.5 – Diagrama de processo do Processo SR implementado no simulador Aspen Plus 11.1

Tabela 5.8 – Balanço de massa em estado estacionário do Processo SR

	Temperatura [°C]	Pressão [bar]	Caudal [Kg/h]				Fração Mássica			
			Água	DMAC	AC	DMA	Água	DMAC	AC	DMA
13+55CR	48,5	1,3	18 518,99	11 959,05	21,96	0	0,61	0,39	720 ppm	0
1	96	1,3	18 518,99	11 959,05	21,96	0	0,61	0,39	720 ppm	0
2	120	2	18 518,99	11 959,05	21,96	0	0,61	0,39	720 ppm	0
3	88,43	0,66	2 823,51	2,29	0,22	0	0,99	810 ppm	78,8 ppm	0
4	91,81	0,66	15 695,48	11 956,79	21,74	0	0,57	0,43	790 ppm	0
5	77,06	0,42	6 364,68	2,43	0,89	0	0,99	380 ppm	140 ppm	0
6	82,14	0,42	9 330,82	11 954,33	20,84	0	0,44	0,56	980 ppm	0
7	51,04	0,13	4 919,79	0,27	0,95	0	0,99	55 ppm	190 ppm	0
8	59,19	0,13	4 411,03	11 954,08	19,89	0	0,27	0,73	0,0012	0
9	139,52	1,1	4 411,03	11 954,08	19,89	0	0,27	0,73	0,0012	0
10	123,87	1,1	4 411,03	11 954,08	19,89	0	0,27	0,73	0,0012	0
11	158,32	1,1	4 411,03	11 954,08	19,89	0	0,27	0,73	0,0012	0
Reaction	180	1,1	0	0	12,5	7	0	0	0,64	0,36
12	158,32	1,1	4 405,16	11 938,12	32,35	7	0,27	0,73	0,002	430 ppm
13	101,94	1,1	4 405,06	6,19	0,085	7	0,99	0,0014	19,3 ppm	0,002
14	169,07	1,1	0,1	11 931,94	32,3	0	8,63 ppm	0,99	0,003	0
15	98,23	1,1	4 13,53	0	16,7 ppm	7	0,98	0	0,04 ppm	0,02
16	102,32	1,1	3 991,5	6,19	0,085	56,9 ppm	0,99	0,002	21,3 ppm	0,01 ppm
17	169,1	1,1	0,1	5 453,7	10,46	0	18,5 ppm	0,99	0,002	0
18	169,09	1,1	0,004	6 478,2	21,81	0	0,19 ppm	0,99	0,003	0
19	169,24	1,1	0,003	3 692,57	12,43	0	0,69 ppm	0,99	0,003	0
20	169,25	1,1	0,003	3 649,59	4,41	0	0,7 ppm	0,99	0,001	0
21	174,06	1,1	0	42,98	8	0	0	0,84	0,16	0
22	160,24	1,1	0,002	2 785,62	9,38	0	0,69 ppm	0,99	0,003	0
23	120,01	0,25	0,002	2 757,85	2,15	0	0,7 ppm	0,99	780 ppm	0
24	125,42	0,25	0	27,77	7,23	0	0	0,79	0,21	0

### 5.3.1 Validação dos Resultados da Simulação

Nas Figuras 5.6, 5.7 e 5.8 estão apresentados os dados relativos às temperaturas obtidas nas correntes de destilado e resíduo das colunas presentes no processo, em comparação com os valores conhecidos para a instalação. É possível observar que os valores de temperaturas obtidos pelo simulador estão muito próximos da gama de temperaturas que se verificam na instalação.

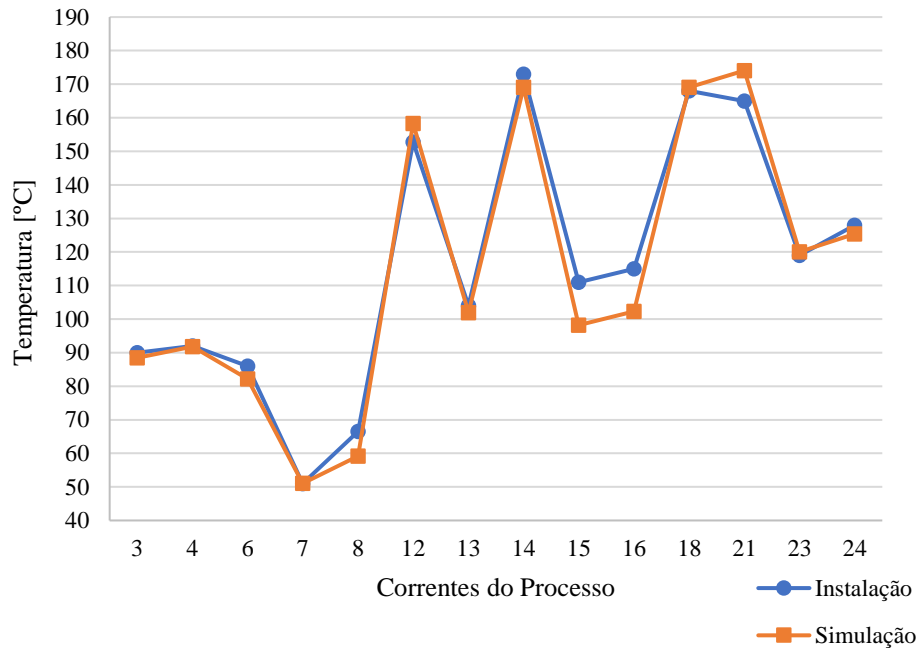


Figura 5.6 – Comparação dos valores de temperatura da instalação no dia 18 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação

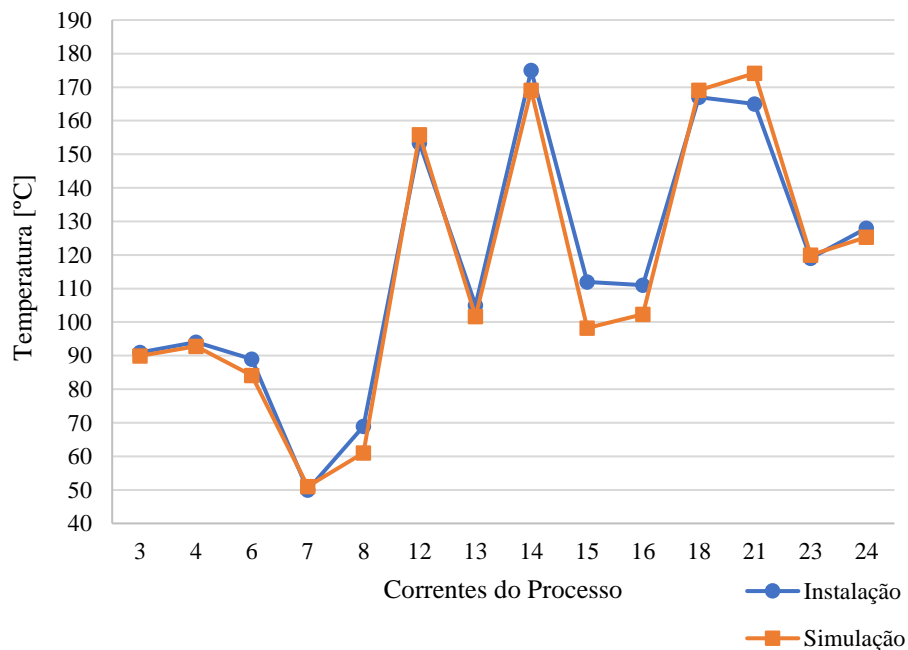


Figura 5.7 – Comparação dos valores de temperatura da instalação no dia 23 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação

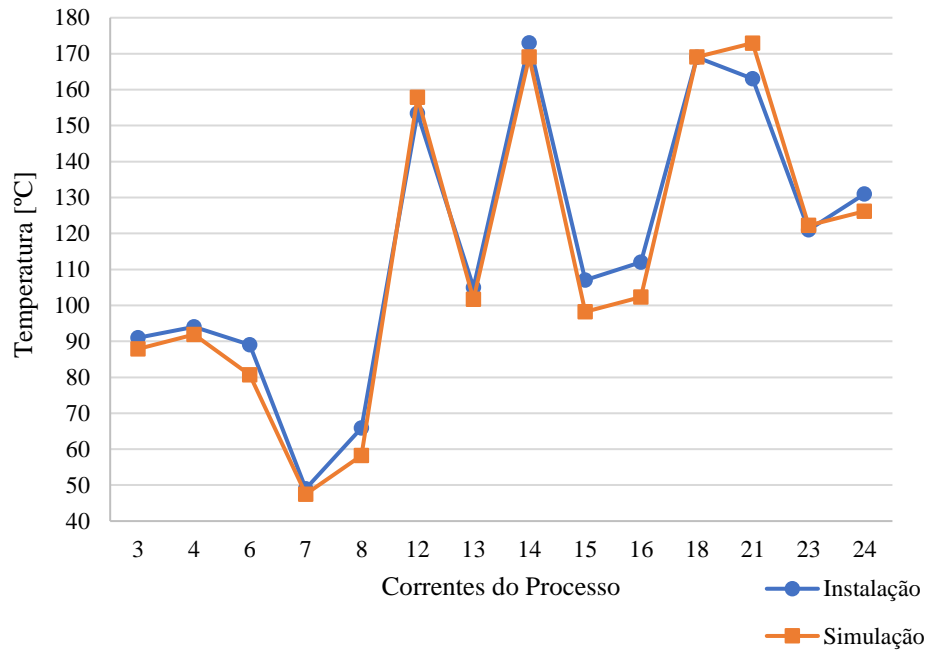


Figura 5.8 – Comparação dos valores de temperatura da instalação no dia 29 de setembro de 2021 com os resultados obtidos pela simulação

Nas Figuras 5.9, 5.10 e 5.11 estão apresentados os dados relativos aos caudais obtidos nas correntes de destilado e resíduo das colunas presentes no processo, em comparação com os valores conhecidos para a instalação.

Os desvios observados relativamente aos valores dos caudais devem-se, sobretudo, às diferentes interações das misturas envolvidas que podem não ser totalmente abrangidas pelo modelo escolhido para a simulação.

Por outro lado, a simulação no *Aspen Plus 11.1* é em estado estacionário, pelo que não tem em conta as oscilações de algumas variáveis que ocorrem ao longo do processo.

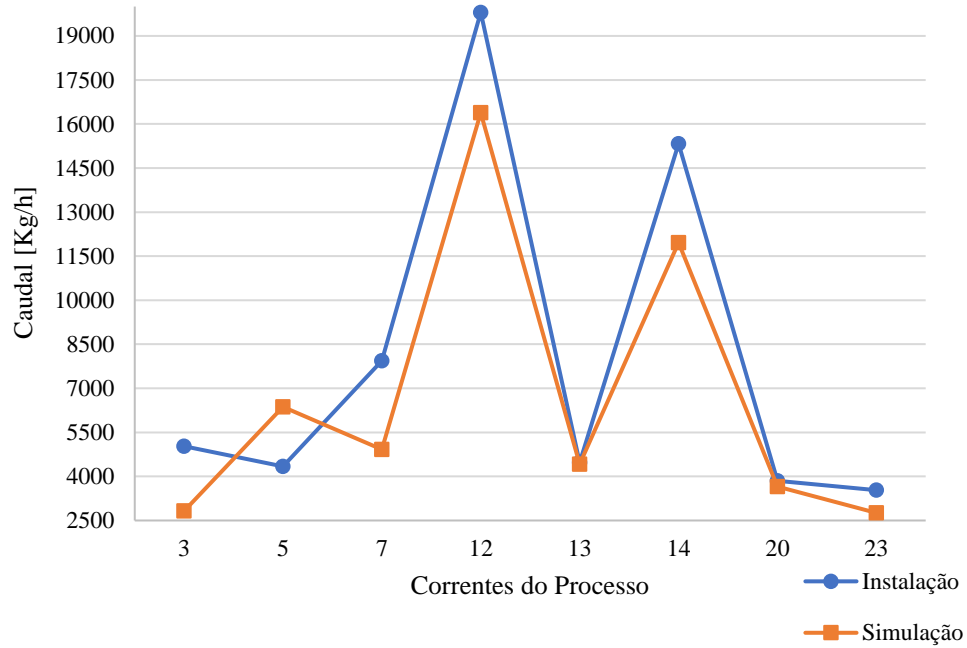


Figura 5.9 – Comparação dos valores de caudal da instalação no dia 18 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação

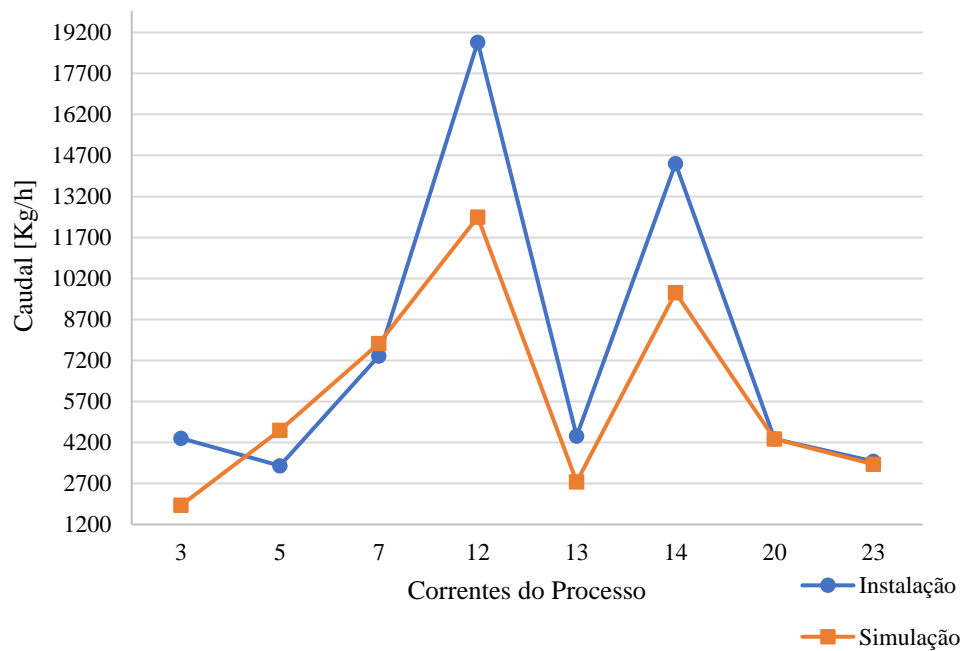


Figura 5.10 – Comparação dos valores de caudal da instalação no dia 23 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação

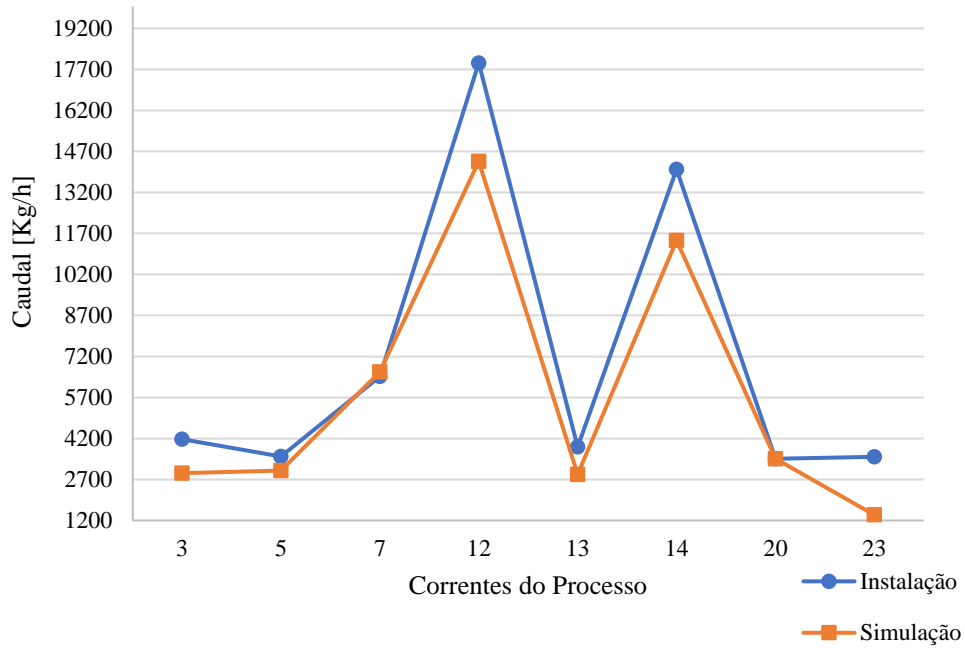


Figura 5.11 – Comparação dos valores de caudal da instalação no dia 29 de setembro de 2021 com os resultados obtidos pela simulação

Nas Figuras 5.12, 5.13 e 5.14 estão apresentados os dados relativos à fração mássica de CR obtidos nas correntes de destilado e resíduo das colunas presentes no processo, em comparação com os valores conhecidos para a instalação. É possível observar que os desvios são pouco significativos, pois são comparados valores na ordem dos ppm, pelo que, de uma maneira geral, pode-se concluir que os resultados obtidos pelo simulador são válidos.

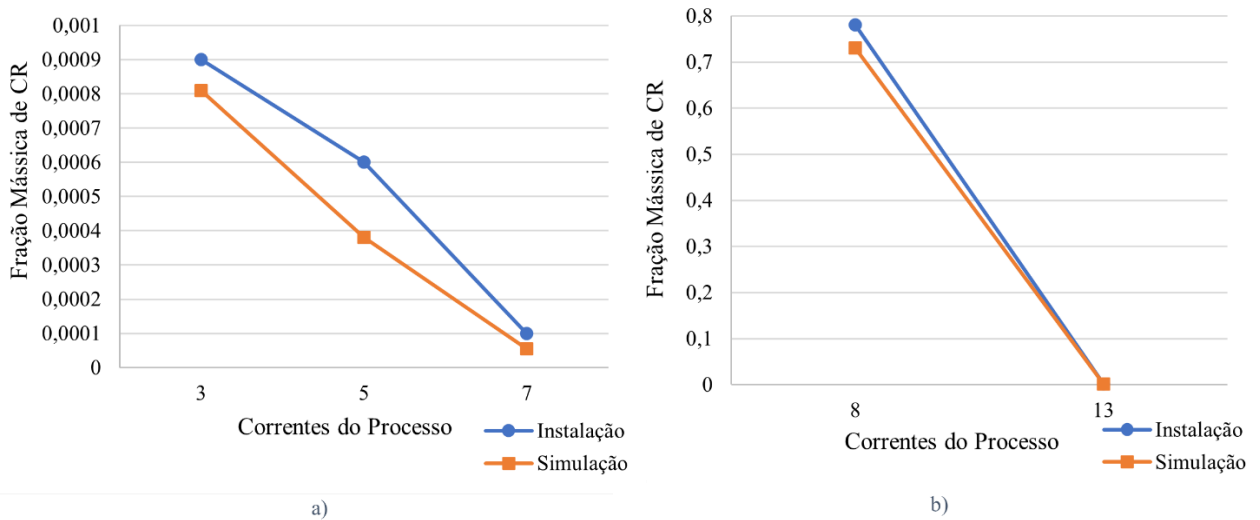


Figura 5.12 – Comparação dos valores de fração mássica de CR da instalação no dia 18 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação

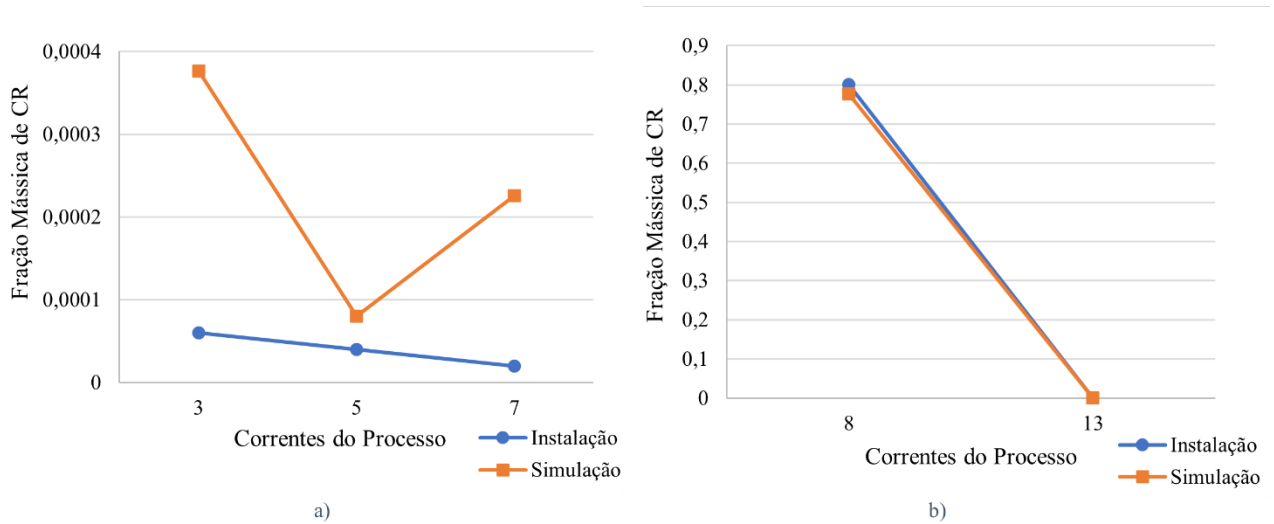


Figura 5.13 – Comparação dos valores de fração mássica de CR da instalação no dia 23 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação

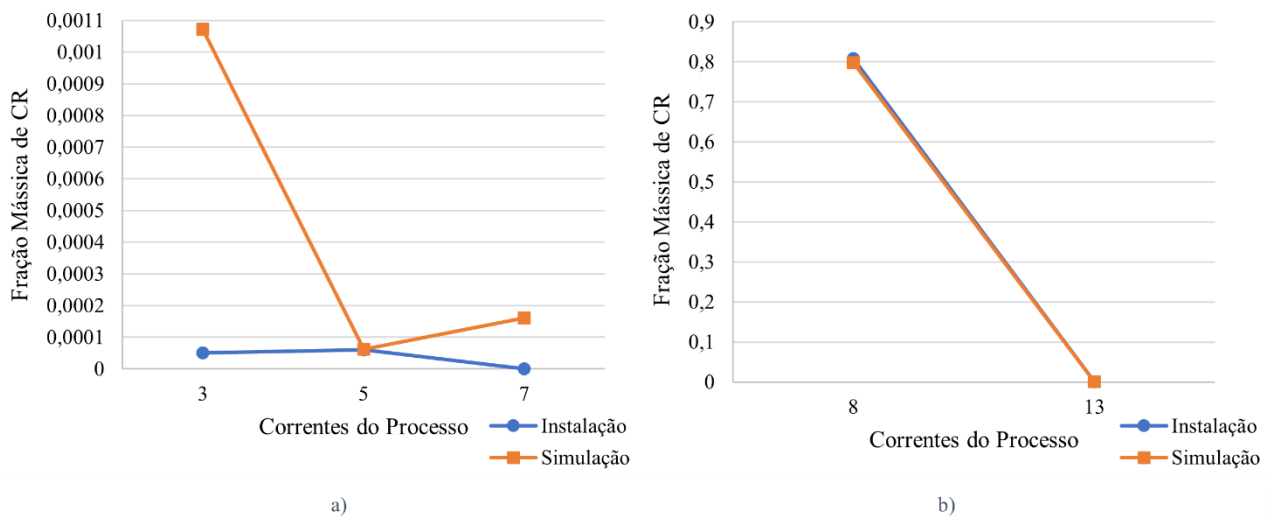


Figura 5.14 – Comparação dos valores de fração mássica de CR da instalação no dia 29 de setembro de 2021 com os resultados obtidos pela simulação

Nas Figuras 5.15, 5.16 e 5.17 apresenta-se a comparação entre os valores de vapor 20S obtidos pelo programa e os valores conhecidos da instalação. Os desvios nos revaporizadores SR-127 e SR-194 podem ser explicados pelos desvios do modelo utilizado para a simulação.

Durante a paragem geral da fábrica, observou-se que o servidor informático da empresa, de onde foram recolhidos os valores reais, registava um valor de caudal de vapor 20S no aquecedor SR-122, o que possibilita a existência de uma anomalia no caudalímetro. Este facto pode explicar a diferença de valores de consumo de vapor neste equipamento.

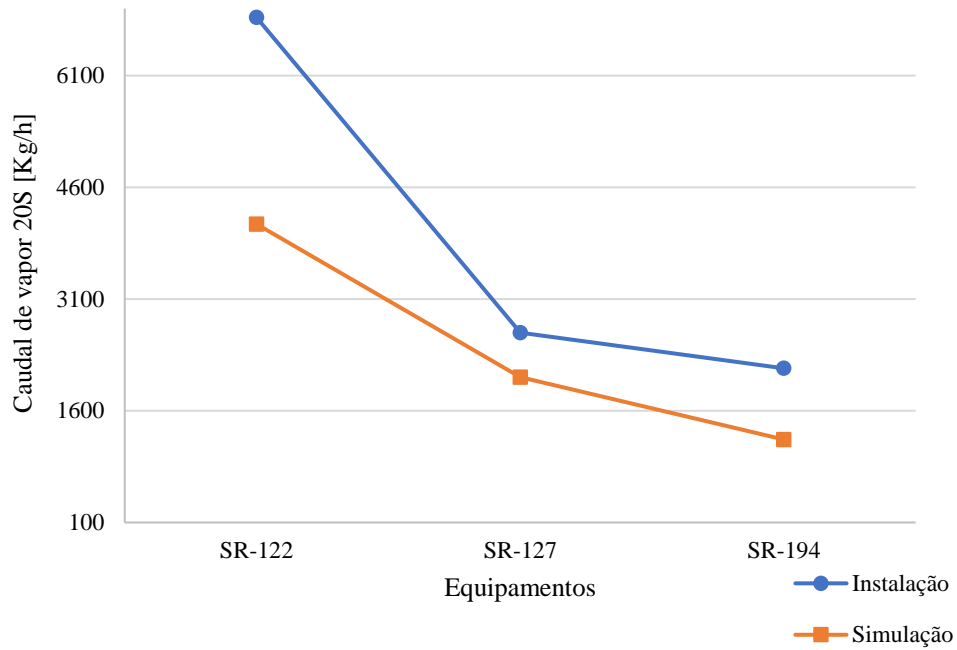


Figura 5.15 – Comparação dos valores de caudal de vapor 20S da instalação no dia 18 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação

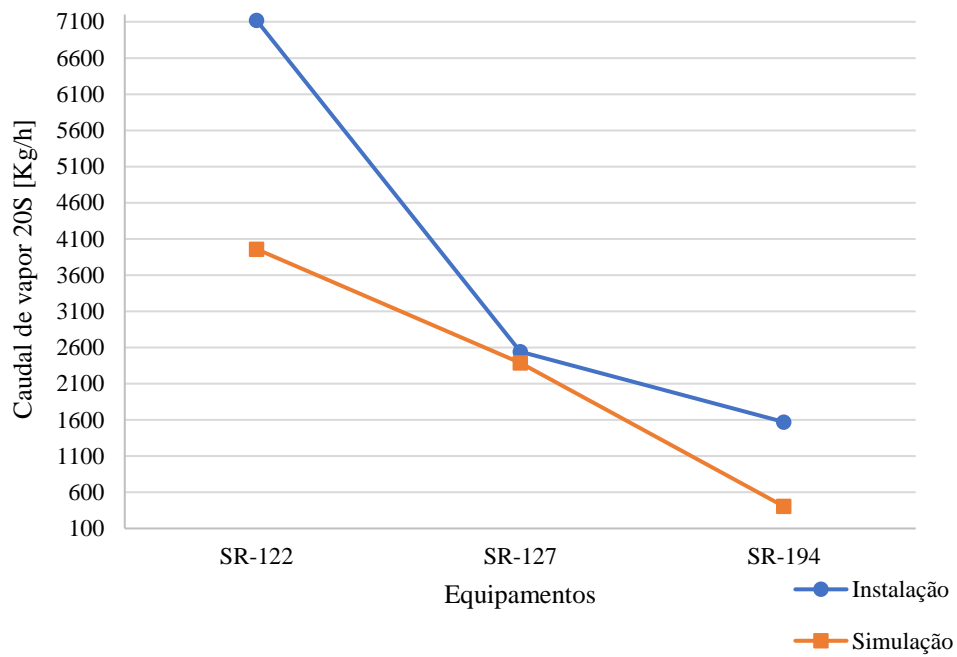


Figura 5.16 – Comparação dos valores de caudal de vapor 20S da instalação no dia 23 de junho de 2021 com os resultados obtidos pela simulação

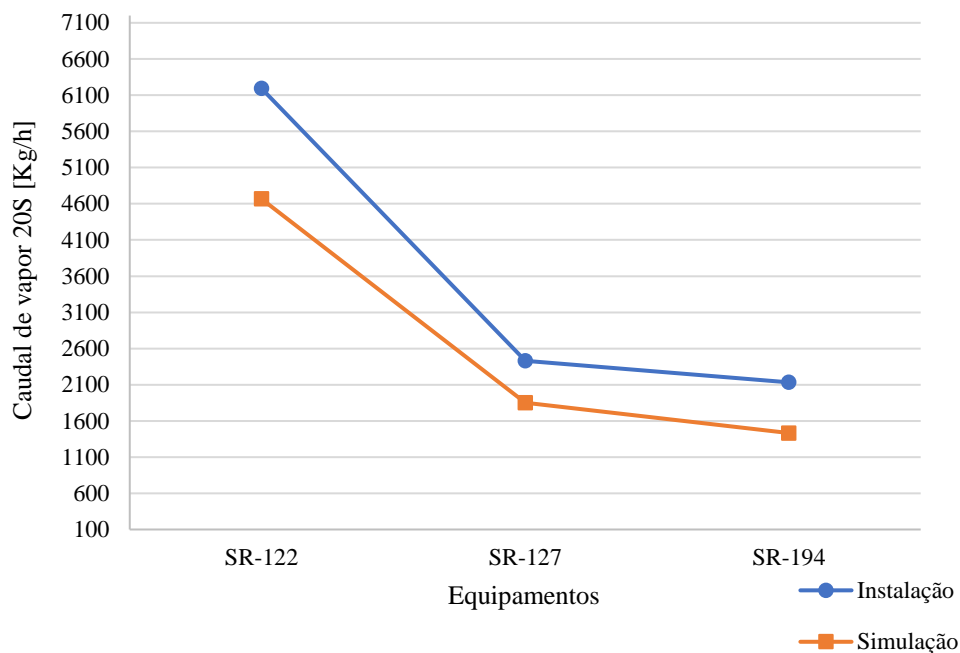


Figura 5.17 – Comparação dos valores de caudal de vapor 20S da instalação no dia 29 de setembro de 2021 com os resultados obtidos pela simulação

### 5.3.2 Estudo do Comportamento do Caudal de Vapor a Alta Pressão (Vapor 20S)

Com o objetivo de estudar o consumo de vapor 20S no revaporizador do 1º efeito (SR-127) foi analisado o comportamento do caudal de vapor neste equipamento com algumas variáveis do processo.

A variável manipulada no sistema foi a composição de CR na corrente 13+55CR e, como consequência, a quantidade de caudal de água. Assim, variou-se a composição de CR com valores dentro do intervalo [0,33;0,47], os quais se encontram na gama de valores que se verificam na fábrica.

Numa primeira fase, considerou-se a composição de CR no destilado da coluna do 1º efeito constante (0,0014 e 0,0028) e analisou-se as variações no consumo de vapor com as variações do caudal de refluxo, da razão de refluxo da coluna do 1º efeito e da temperatura da corrente de cauda da coluna do 1º efeito.

Nos gráficos das Figuras 5.18, 5.19, 5.20 e 5.21 é possível observar a variação do caudal mássico de vapor 20S do revaporizador SR-127, com as variáveis do processo acima mencionadas.

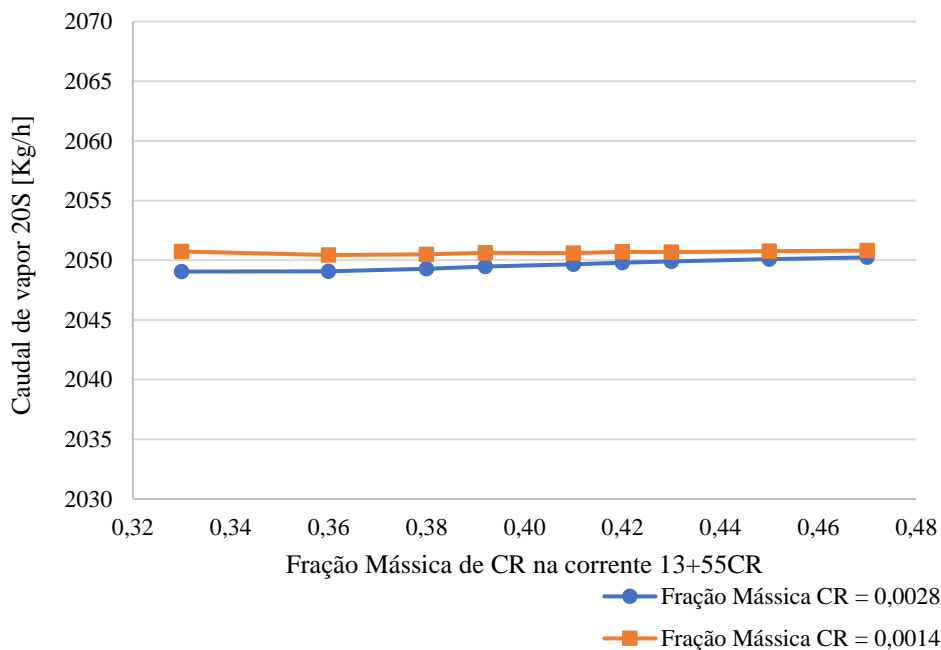


Figura 5.18 – Variação do caudal de vapor 20S do revaporizador SR-127 com a composição de CR da corrente 13+55CR

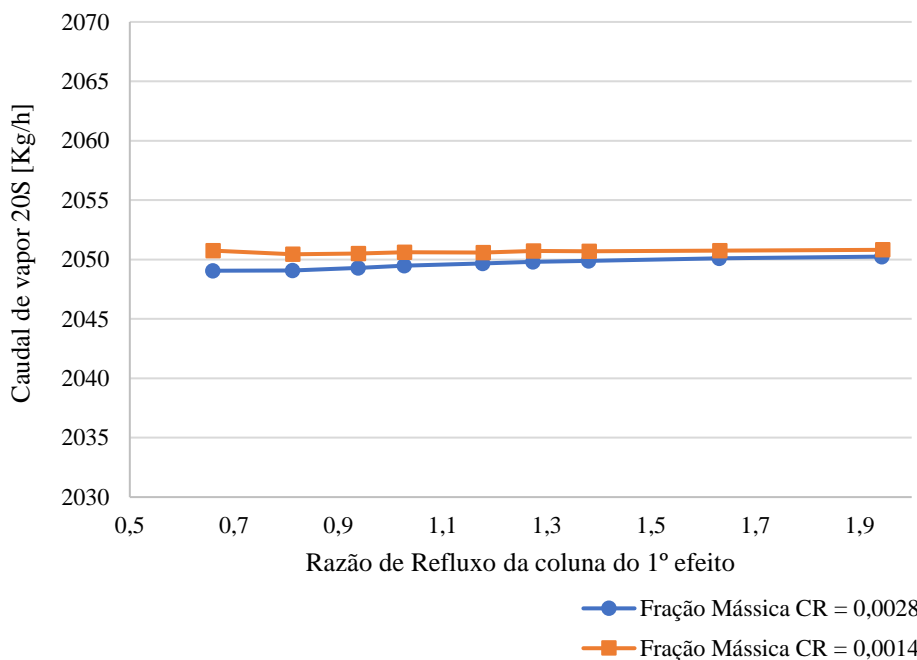


Figura 5.19 – Variação do caudal de vapor 20S do revaporizador SR-127 com a razão de refluxo da coluna do 1º efeito

Na Figura 5.18 é possível observar que à medida que a concentração de CR na corrente 13+55CR aumenta, o caudal de vapor no revaporizador SR-127 mantém-se mais ou menos constante, independentemente da concentração de CR no destilado da coluna do 1º efeito. O comportamento do gráfico da Figura 5.19 é semelhante, pelo que o caudal de vapor no revaporizador SR-127 mantém-se mais ou menos constante à medida que a razão de refluxo aumenta.

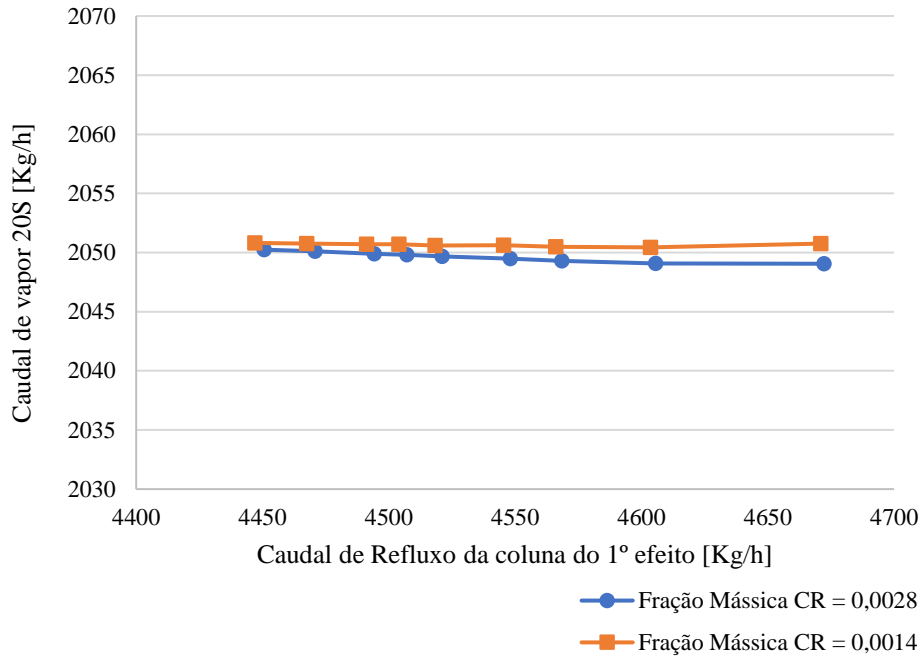


Figura 5.20 – Variação do caudal de vapor 20S do revaporizador SR-127 com o caudal de refluxo da coluna do 1º efeito

De modo a manter a concentração de CR no destilado da coluna do 1º efeito constante, foi necessário manipular a razão de refluxo o que tem como consequência a variação do caudal de refluxo. Assim, segundo o gráfico da Figura 5.20, à medida que o caudal de refluxo aumenta, o caudal de vapor 20S mantém-se mais ou menos constante.

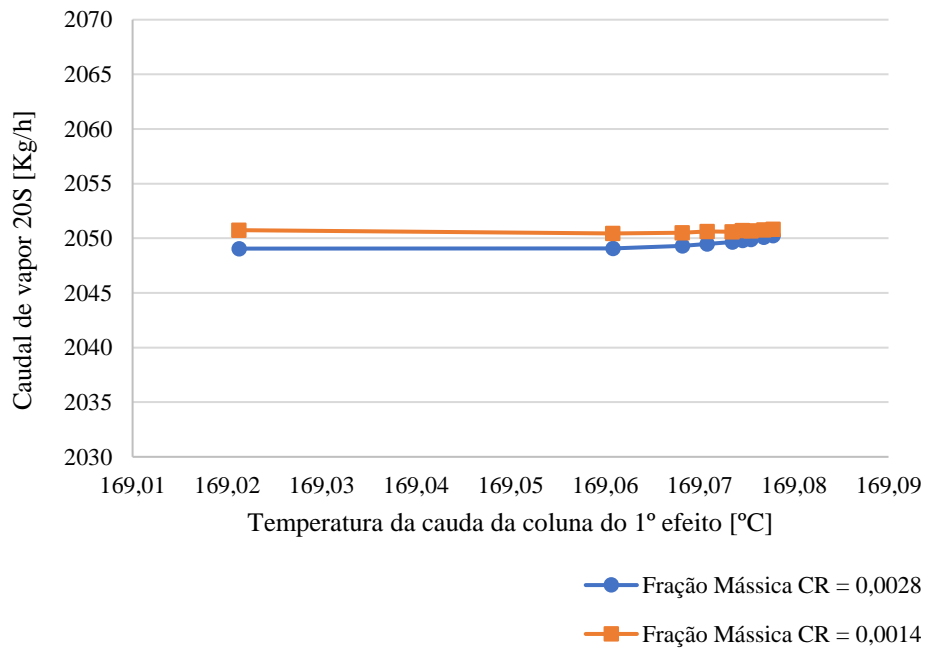


Figura 5.21 – Variação do caudal de vapor 20S do revaporizador SR-127 com a temperatura de cauda da coluna do 1º efeito

Pela Figura 5.21 é possível observar que tanto a temperatura como o caudal de vapor 20S se mantêm mais ou menos constantes.

Numa segunda fase, considerou-se a razão de refluxo da coluna do 1º efeito constante (valor igual a 1,03) e analisou-se as variações no consumo de vapor com as variações da concentração de CR no destilado da coluna do 1º efeito.

Pela Figura 5.22 é visível que quanto mais concentrada em CR for a corrente 13+55CR, mais elevada será a quantidade de CR que sai no destilado da coluna do 1º efeito. No entanto, a partir do ponto em que a concentração de CR na corrente 13+55CR ultrapassa o valor 0,4, a composição em CR da corrente de destilado é muito elevada, ultrapassando o limite de especificação.

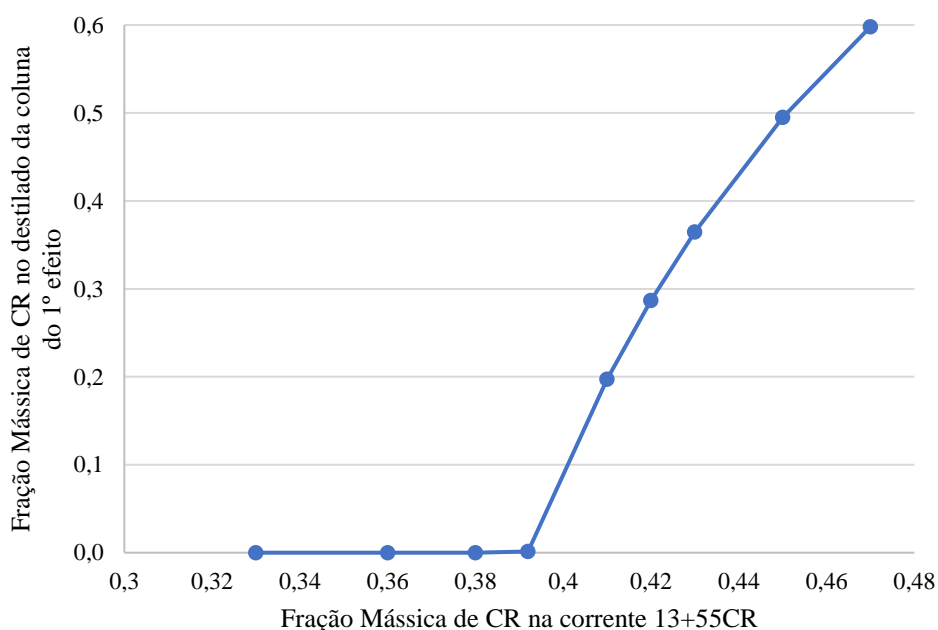


Figura 5.22 – Variação da fração mássica de CR no destilado da coluna do 1º efeito com a fração mássica de CR na corrente 13+55CR

De modo a ter conhecimento do comportamento do caudal de vapor quando a concentração de CR na corrente 13+55CR varia, foi elaborado o gráfico da Figura 5.23.

Mantendo a razão de refluxo constante, é possível observar pela Figura 5.23 que à medida que a concentração de CR na corrente 13+55CR aumenta, o consumo de vapor 20S no revaporizador SR-127 diminui, uma vez que a quantidade de água que chega à coluna para ser destilada é menor, sendo necessário uma quantidade menor de vapor no revaporizador da coluna.

Neste sentido, é possível constatar que um aumento da concentração de CR em 42 % faz com que o caudal de vapor 20S diminua em cerca de 49 %.

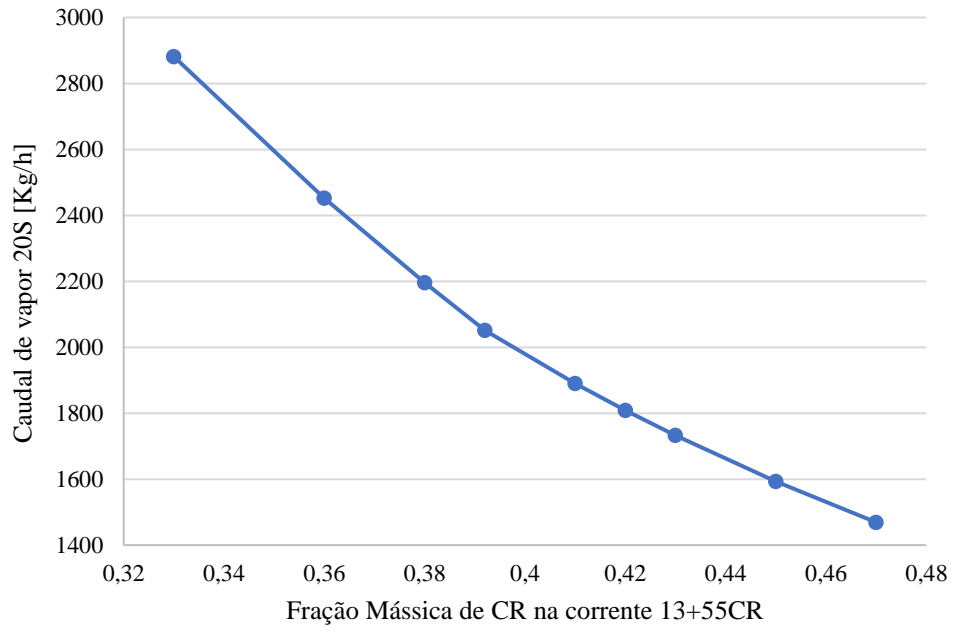


Figura 5.23 – Variação do caudal de vapor do revaporizador SR-127 com a fração mássica de CR da corrente 13+55CR



## 6. Conclusões e Trabalho Futuro

---

A indústria química é a principal responsável pela fabricação de diversos produtos e matérias-primas para variados setores industriais. Neste sentido, é de extrema importância para a SGL Composites, S.A. ter a crescente preocupação em controlar e reduzir as suas emissões para a atmosfera, não só com vista a diminuir o impacto ambiental e financeiro da empresa provocado pelas mesmas, mas também com o objetivo de melhorar o processo produtivo.

Por conseguinte, foi realizada a análise e quantificação das emissões de DMAC dos tanques de armazenamento de solvente, permitindo assim desenvolver um sistema funcional, no sentido de recuperar o solvente perdido nessas emissões, sendo possível reintroduzi-lo no processo.

As emissões de DMAC dos tanques de armazenamento de solvente (tanques 13+55CR, tanque 70CR, tanque SR e tanques de CR recuperado), estimadas segundo o *software* TANKS, resultam num valor de cerca de 11 toneladas anuais, o que representa para a empresa um custo de cerca de 14 900 €. O tanque 70CR foi aquele que apresentou uma quantidade de emissões mais significativa, representado cerca de 75 % do total das emissões de solvente.

A proposta de um sistema que permita a recuperação de solvente vem contribuir para a melhoria da produtividade da empresa, e envolve o dimensionamento de uma coluna de absorção de enchimento, tubagens e bombas, bem como todo um sistema de controlo necessário ao seu correto funcionamento. A sua implementação permite recuperar cerca de 99,9 % do CR presente nas emissões gasosas dos tanques 13+55CR, 70CR e SR, podendo o solvente recuperado ser posteriormente reutilizado no processo produtivo para a formação de fibra.

Os resultados obtidos do dimensionamento da coluna, tendo em conta as condições operatórias, estão próximos dos valores fornecidos pelo fornecedor da empresa *Sulzer*, estando as diferenças assentes no facto desta empresa de engenharia ter utilizado um enchimento estruturado.

Após ter sido feita a análise financeira do projeto por parte da SGL Composites S.A., o orçamento resultou num valor de 50 000 €. Sendo que as maiores perdas de CR se concentram na parte do processo onde ocorre a preparação da fibra, a empresa decidiu por priorizar a implementação deste sistema nesta área fabril.

Relativamente à simulação do processo de recuperação de solvente da unidade de recuperação de solvente da SGL Composites, S.A., esta teve como objetivo compreender o comportamento do vapor a alta pressão segundo variações que possam ocorrer durante o processo produtivo. Neste sentido, foi analisado o comportamento do caudal de vapor a alta pressão (vapor 20S) tendo em conta as variações que podem ocorrer na composição de CR na corrente de alimentação 13+55CR.

Numa primeira fase, considerou-se a composição de CR no destilado da coluna do 1º efeito constante (0,0014 e 0,0028) e analisou-se as variações no consumo de vapor com as variações do caudal de refluxo, com as variações da razão de refluxo da coluna do 1º efeito e da temperatura da corrente de cauda da coluna do 1º efeito, tendo-se verificado que o caudal de vapor 20S se mantinha numa gama de valores constante. Este comportamento pode dever-se às diferentes interações das misturas envolvidas que podem não ser totalmente abrangidas pelo modelo escolhido para a simulação. Por outro lado, a simulação no *Aspen Plus 11.1* é em estado estacionário, pelo que não tem em conta as oscilações de algumas variáveis que ocorrem ao longo do processo real.

Numa segunda fase, considerou-se a razão de refluxo da coluna do 1º efeito constante e analisou-se as variações no consumo de vapor 20S com as variações da concentração de CR no destilado da coluna do 1º efeito, verificando-se que um aumento da concentração de CR em 42,4 % na corrente de alimentação 13+55CR faz com que o caudal de vapor a alta pressão (vapor 20S) no revaporizador SR-127 diminua em cerca de 49 %.

Tendo presente que nenhum modelo é capaz de representar integralmente o comportamento de todas as misturas envolvidas num processo químico, é de notar que este estudo permitiu à empresa ter o conhecimento do comportamento do caudal de vapor a alta pressão num dos equipamentos que mais requer a sua utilização.

Como proposta de trabalho futuro sugere-se a melhoria do modelo da simulação do processo, de forma a minimizar os desvios à realidade. Por conseguinte, continuar a introduzir na simulação mais variações que possam ocorrer no processo real e que afetem o comportamento do caudal de vapor 20S, de modo a ser possível reunir o maior número de fatores que possibilitem otimizar o processo no sentido de reduzir o consumo desta utilidade, refletindo-se assim numa redução dos custos para a empresa.

Por outro lado, torna-se fundamental para a empresa o conhecimento da quantidade de emissões gasosas derivadas do armazenamento de líquidos orgânicos, não só com vista a cumprir a legislação em vigor, mas também devido ao custo que as perdas destes compostos acarretam para a empresa. Neste sentido, sugere-se a continuação da monitorização deste tipo de emissões e o desenvolvimento de projetos rentáveis que permitam recuperar o solvente libertado.

## Referências Bibliográficas

---

- [1] Jamir M., Majid M., Khasri A. (2018) . Sustainable Composites for Aerospace Applications. Elsevier Ltd. Woodhead Publishing Series in Composites Science and Engineering. Universiti Malaysia Perlis. DOI: 10.1016/B978-0-08-102131-6.00008-6.
- [2] Evision Inteligence. *Acrylic Fiber Market - share, Outlook, Trends, Size and Forecasts (2018 – 2024)*. (2021). [Online]. Disponível em: <https://www.envisionintelligence.com/industry-report/acrylic-fiber-market/?fbclid=IwAR3-kfYjhOf-RRaHzWRqbrBsbvfrLsvX-cJ07EQx9PXuGlt8wBSAqkyIfnk> [Acedido: 06-março-2021].
- [3] Rushing E.V. *Control of Solvent Extraction from Acrylic Fibers*. (1987). IFAC Proceedings. Volumes. DOI: 10.1016/s1474-6670(17)55572-x.
- [4] U.S. Environmental Protection Agency. *Air Emissions Factors and Quantification*. (1993). Volume 1. [Online]. Disponível em: <https://www.epa.gov/ttnchie1/ap42/ch06/> [Acedido: 10-abril-2021].
- [5] Maiti and Bidinger. *Handbook of Fiber Chemistry*. (1981). Volume 53. 3ª Edição. Herman F. Mark Polymer Research Institute. Polytechnic University. Brooklyn. Nova Iorque.
- [6] Masson J.C. *Acrylic Fiber Technology and Applications*. (1995). 1ª Edição. Marcel Dekker. Mooresville. Carolina do Norte.
- [7] Farsani R.E. *Fabrication of Carbon Fibers From Wet-spun Commercial Polyacrylonitrile Fibers*. (2006). Volume 38.
- [8] Sataloff R.T., Johns M., Kost K. *Handbook of Tensile Properties of Textile and Technical Fibers*. (2009). 1ª Edição. Woodhead Publishing Limited. Textile Institute. Cambridge. Reino Unido.
- [9] Othmer K. *Encyclopedia of Chemical Technology*. (1998). 4ª Edição. Volume 1.
- [10] Sids O. *N,N-dimethylacetamide (DMAC)*. (2001). SIDS Initial Assessment Report. Uneo Publications. Itália.
- [11] Bennett G.F., *Solvent Recovery Handbook*. (2003). 2ª Edição. Volume 98. Blackwell Science Ltd. EUA.
- [12] Xiv A. *Background document for N,N-dimethylacetamide (DMAC)*. (2012). [Online]. Disponível em: <http://echa.europa.eu>.
- [13] Goodwin R. *Synthetic Fiber Production Facilities -Background Information for Proposed Standards*. (1982). U.S. Enviornmental Protection Agency. Emissions Standards and Engineering Division. Carolina do Norte.

- [14] Pulido J.L. *Estudo de um novo conceito de coluna de destilação com integração interna de calor (CDC)*. (2011). Dissertação de Mestrado. Universidade Estadual de Campinas, Faculdade de Engenharia Química. Brasil.
- [15] Catrini P., Cipollina A., Giacalone F., Micale G., Piacentino A., Tamburini A. *Renewable Energy Powered Desalination Handbook*. (2018). Elsevier Inc. DOI: 10.1016/B978-0-12-815244-7.00012-X.
- [16] Gil B. *Breve Introdução ao Aspen Plus*®. Instituto Superior Técnico. (2018). Lisboa. [Online]. Disponível em: <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-plus>.
- [17] Schefflan R. *Teach Yourself the Basics of Aspen Plus*™. (2011). Stevens Institute of Technology. Chemical Engineering and Materials Science Department. John Wiley & Sons, Inc.
- [18] Brondani L.B. *Modelagem e simulação de destilação extractiva para recuperação de benzeno*. (2013). Universidade Federal do Rio Grande do Sul, Escola de Engenharia. Brasil.
- [19] Al-malah K. Aspen Plus®. *Introducing Aspen Plus*. (2017). John Wiley & Sons, Inc.
- [20] Silva J. *Simulação de Processos em Aspen Hysys*. (2013). Dissertação de Mestrado. Instituto Superior de Engenharia de Lisboa.
- [21] Cox K.R., Chapman W.G. *The Properties of Gases and Liquids*. (2001). 5ª Edição, Editado por Bruce E. Poling (Universidade de Toledo), John M. Prausnitz (Universidade da Califórnia), John O'Connell (Universidade da Virgínia), McGraw-Hill, Nova Iorque.
- [22] TLV - A steam specialist Company. *Types of Steam*. [Online]. Disponível em: <https://www.tlv.com/global/ME/steam-theory/types-of-steam.html>, [Acedido: 15-novembro-2021]
- [23] Decreto-Lei n.º 39/2018 de 11 de junho. Diário da República, 1ª série - nº 111. Ministério do Ambiente e do Ordenamento do Território. Lisboa.
- [24] European Environment Agency (EEA). *Air quality in Europe - 2020 report*. Nº 09/2020, 2020.
- [25] Sotoodeh K. *Prevention of Valve Fugitive Emissions in the Oil and Gas Industry*. (2021). DOI: 10.1016/b978-0-323-91862-6.00002-2.
- [26] U.S. Environmental Protection Agency. *Air Emissions Factors na Quantification*. (2020). 5ª Edição, Volume 1. [Online]. Disponível em: <https://www.epa.gov/air-emissions-factors-and-quantification/ap-42-fifth-edition-volume-i-chapter-7-liquid-storage-0>.
- [27] U.S. Environmental Protection Agency. *User's Guide to TANKS 4.0*. (1999). Emission Factor and Inventory Group, Emissions, Monitoring and Analysis Division, Office of Air Quality Planning

- and Standards. EUA.
- [28] Parmar G.R., Rao N.N. *Emerging control technologies for volatile organic compounds*. (2009). Critical Reviews in Environmental Science and Technology. DOI: 10.1080/10643380701413658.
- [29] Azevedo E. *Engenharia de Processos de Separação*. (2009). 1ª Edição. IST Press. Lisboa.
- [30] Ruthven D. *Absorption (Chemical Engineering)*. (2003). Encyclopedia of Physical Science and Technology. DOI: 10.1016/b0-12-227410-5/00013-2.
- [31] Berenjian A., Chan N., Almiri J. *Volatile Organic Compounds Removal Methods: A Review*. (2012) American Journal of Biochemistry and Biotechnology. DOI: 10.3844/ajbbbsp.2012.220.229.
- [32] Wang L.K., Pereira N.C. Hung Y. *Air Pollution Control Engineering*. (2004). Volume 1. Humana Press Inc., Nova Jersey.
- [33] Towler G., Sinnott R. *Chemical Engineering Design*. (2013). DOI: 10.1016/B978-0-08-096659-5.00017-1.
- [34] Richardson J.F., Coulson J.M. *Chemical Engineering Design*. (2005). 4ª Edição, Volume 6, Elsevier Butterworth-Heinemann.
- [35] Wang G.Q., Yuan X.G., Yu K.T. *Review of mass-transfer correlations for packed columns*. (2005). State Key Laboratory of Chemical Engineering. School of Chemical Engineering and Technology and Chemical Engineering Reserch Center, Universidade de Tianjin. China. DOI: 10.1021/ie050017w.
- [36] Mota J.P. *Instrumentação e Controlo de Processos*. (2011). Departamento de Química, Faculdade de Ciências e Tecnologias da Universidade Nova de Lisboa.
- [37] Garcia E., Antsaklis P.J., Montestruque L.A. *Model-Based Control of Networked Systems*. (2014). DOI: 10.1007/978-3-319-07803-8\_14.
- [38] Bongas. *Válvula macho o que é, tipos e aplicações*. [Online]. Disponível em: <https://bongas.com.br/valvula-macho-o-que-e-tipos-e-aplicacoes/#2>. [Assedido: 27-agosto-2021]
- [39] Rioino. *Válvulas*. [Online]. Disponível em: [www.rioinox.com](http://www.rioinox.com). [Assedido: 27-agosto-2021].
- [40] Perry R.H., Green D.W., Maloney J.O. *Chemical Engineers Handbook*. (1997) 7ª Edição, International Edittion. EUA.
- [41] NIT Livro de Química na Web. Disponível em: <https://webbook.nist.gov/chemistry/> [Assedido: 19-agosto-2021].

- [42] Carlson E.A. *Don't Gamble with Physical Properties for Simulations*. (1996). Chemical Engineering Progress.
- [43] Richardson J.F., Harker J.H. *Particle Technology and Separation Processes*. (2002). 5ª Edição. Volume 2. Butterworth-Heinemann. Elsevier Ltd., EUA.
- [44] Edraw Visualisation Solutions. *Standard & Symbols Legend / Industry Standardized & Symbols*. (2018).
- [45] Park T.C. *Aspen Physical Property System 11.1*. (2001). Aspen Technology, Inc. [Online]. Disponível em: <http://www.aspentech.com>.
- [46] Silla H. *Chemical Process Engineering Design and Economics*. (2003). Marcel Dekker, Inc. Nova Iorque.
- [47] Mendes M.F. *HETP Evaluation of Structured and Randomic Packing Distillation Column*. Chemical Engineering Department. Technology Institute. Universidade Federal Rural do Rio de Janeiro. Brasil.

## Apêndice A – Curva de Equilíbrio do Sistema DMAC/H<sub>2</sub>O

A Figura A.1 ilustra a curva de equilíbrio do sistema DMAC/H<sub>2</sub>O a 80 C, bem como a equação que a descreve em termos de frações molares, obtidas pelo *software Aspen Plus 11.1* segundo o modelo NRTL.

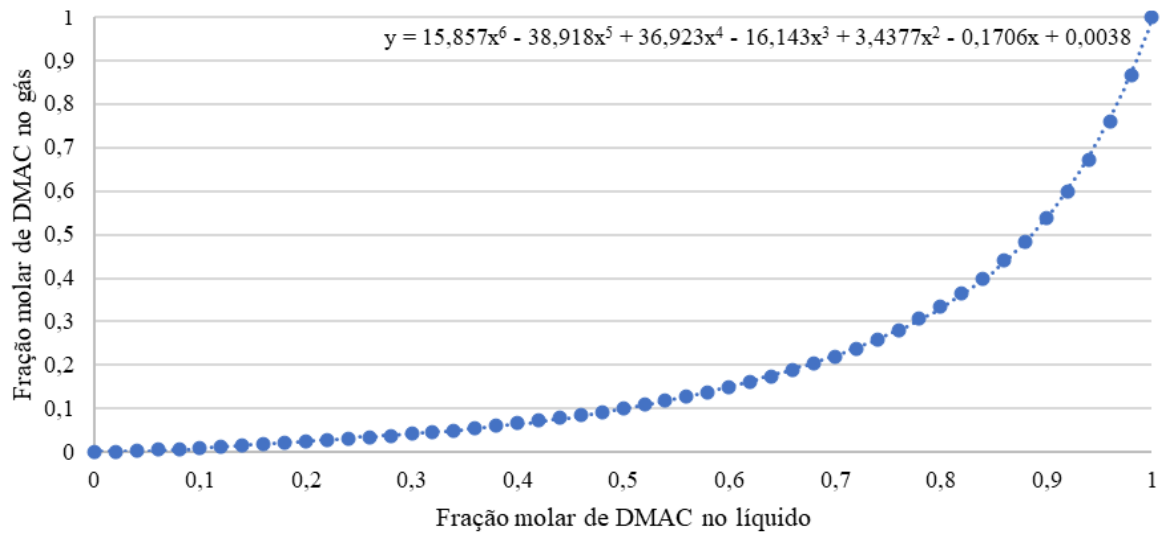


Figura A.1 – Curva de equilíbrio do sistema DMAC/H<sub>2</sub>O (com recurso ao software *Aspen Plus 11.1*)



## Apêndice B – Nomenclatura das Tubagens e Válvulas para o PID

---

Segundo as normas da SGL Composites, S.A., todas as tubagens e válvulas são identificadas nos PID de modo a apresentarem os aspetos necessários, conforme ilustrado nas Figuras B.1 e B.2.

Diâmetro – Fluido – Número Sequencial – Material – Isolamento

Figura B.1 – Nomenclatura das tubagens para o PID, segundo as normas da SGL Composites, S.A.

Na identificação das tubagens (Figura B.1), o diâmetro deve ser apresentado em polegadas, a identificação do fluido deve estar de acordo com o tipo de fluido que circula no interior da tubagem (segundo as denominações da empresa), o número sequencial é posteriormente atribuído pela empresa, os tipos de material e isolamento devem estar de acordo com a classe de materiais de tubagem usadas na empresa. Neste caso, todas as tubagens são de Inox AISI 316 que é representado por SS3(A).

A identificação das válvulas permite conhecer o tipo e especificação das mesmas e, segundo as normas da empresa, utiliza-se a nomenclatura apresentada na Figura B.2, em que a letra V significa válvula, o primeiro número à esquerda identifica o tipo de válvula (de cunha, globo, macho esférico, etc.) e os dois últimos números indicam o material da válvula.

Neste caso, são apenas utilizadas válvulas de macho esférico (identificadas pelo número 4) e válvulas de retenção (identificadas pelo número 3), sendo todas elas de Aço Inox AISI 304, o qual é identificado pelo intervalo de números [60-69].

V-361

Figura B.2 – Exemplo de nomenclatura das válvulas para o PID, segundo as normas da SGL Composites, S.A.



## Anexo I – Cor do Tanque/Teto

Um dos campos do *software* TANKS que necessita de ser preenchido para obter o relatório de emissões gasosas dos tanques de armazenamento de solvente diz respeito à cor do tanque/teto, o qual indica a combinação de cor/tonalidade da tinta das paredes exteriores do tanque/teto. Deve ser escolhida uma de entre as opções apresentadas pelo programa, as quais estão representadas na Figura I.1, uma vez que estas são as únicas combinações para as quais existem fatores de pintura no API.

Surface Color	Shade or Type	Reflective Condition (see Note 1)		
		New	Average	Aged
White		0.17	0.25	0.34
Aluminum	Specular	0.39	0.44	0.49
Aluminum	Diffuse	0.60	0.64	0.68
Beige/Cream		0.35	0.42	0.49
Black		0.97	0.97	0.97
Brown		0.58	0.62	0.67
Gray	Light	0.54	0.58	0.63
Gray	Medium	0.68	0.71	0.74
Green	Dark	0.89	0.90	0.91
Red	Primer	0.89	0.90	0.91
Rust	red iron oxide	0.38	0.44	0.50
Tan		0.43	0.49	0.55
Aluminum (see Note 2)	mill finish, unpainted	0.10	0.12	0.15

NOTE 1 Reflective condition definitions:

**New:** For paint, paint still retains the fresh shine of having been recently applied; for mill-finish aluminum, surface is shiny. This was previously labeled "Good."

**Average:** For paint, paint is in good condition, but the initial shine has faded; for mill-finish aluminum, surface is oxidized but still bright. The value given in each case is the average of the New and the Aged values for that case, and does not represent new data.

**Aged:** For paint, paint is noticeably faded and dull; for mill-finish aluminum, surface is dull. This was previously labeled "Poor."

NOTE 2 This refers to aluminum as the base metal, rather than aluminum-colored paint.

Notes:

<sup>a</sup> Reference 22. If specific information is not available, a white shell and roof, with the paint in average condition, can be assumed to represent the most common or typical tank surface in use. If the tank roof and shell are painted a different color,  $\alpha$  is determined from  $\alpha = (\alpha_R + \alpha_S)/2$ ; where  $\alpha_R$  is the tank roof paint solar absorptance and  $\alpha_S$  is the tank shell paint solar absorptance.

Figura I.1 – Cores do tanque/teto [23]



## Anexo II – Tipo de Enchimentos

A escolha do tipo de enchimento é um dos passos cruciais para o projeto de uma coluna de absorção de enchimento, de modo a garantir o seu bom funcionamento segundo as condições de operação determinadas.

Deste modo, as Figuras II.1 e II.2 ilustram alguns exemplos de enchimentos estruturados e aleatórios que podem ser utilizados neste tipo de colunas.

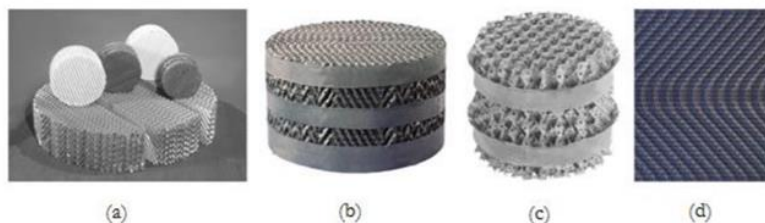


Figura II.1 – Blocos de Enchimento Estruturado. (a) Vários; (b) BX; (c) *Mellapak*; (d) Pormenor do enchimento *Mellapak Plus* (Sulzer Chemtech) [29]

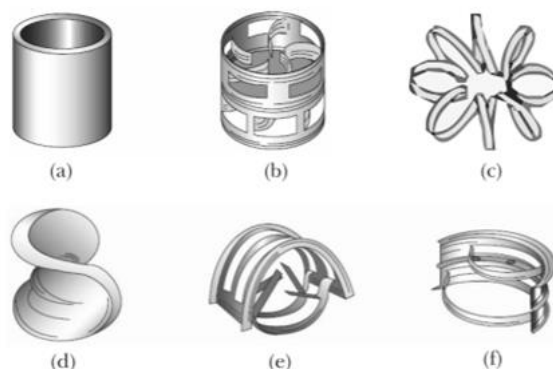


Figura II.2 – Enchimentos Aleatórios (metálicos, cerâmicos ou plásticos). (a) Anel de *Rasching*; (b) Anel de *Pall*; (c) *Tellerette*®; (d) Sela de *Berl*; (e) Sela *Intalox*®; (f) Anel de *Nutter* (*Koch-Glitsch*, LP) [29]

A Figura II.3 ilustra a relação que existe entre o diâmetro da coluna e o tamanho das peças de enchimento a serem utilizadas.

Column diameter	Use packing size
<0.3 m (1 ft)	<25 mm (1 in.)
0.3 to 0.9 m (1 to 3 ft)	25 to 38 mm (1 to 1.5 in.)
>0.9 m	50 to 75 mm (2 to 3 in.)

Figura II.3 – Relação entre o diâmetro da coluna e o tamanho do enchimento [31]



### Anexo III – Diretrizes para a Escolha do Melhor Modelo Termodinâmico

A escolha do modelo termodinâmico a ser utilizado no simulador *Aspen Plus 11.1* tem de ter em conta o tipo de compostos químicos envolvidos, de modo que seja aquele que melhor se adequa aos processos implementados. Nesta ótica, as Figuras III.1, III.2 e III.3 apresentam as diretrizes que levam à seleção do melhor modelo termodinâmico.

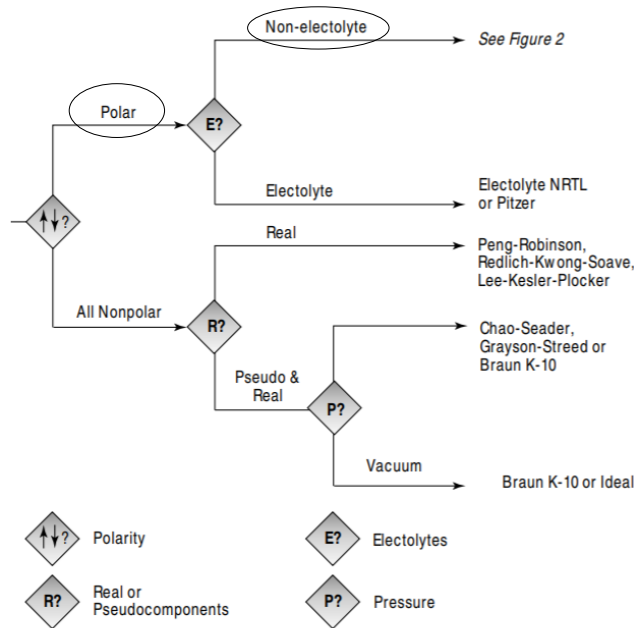


Figura III.1 – Diagrama de *Carlson* para a escolha de modelos termodinâmicos de acordo com o sistema em estudo. Parte 1 [37]

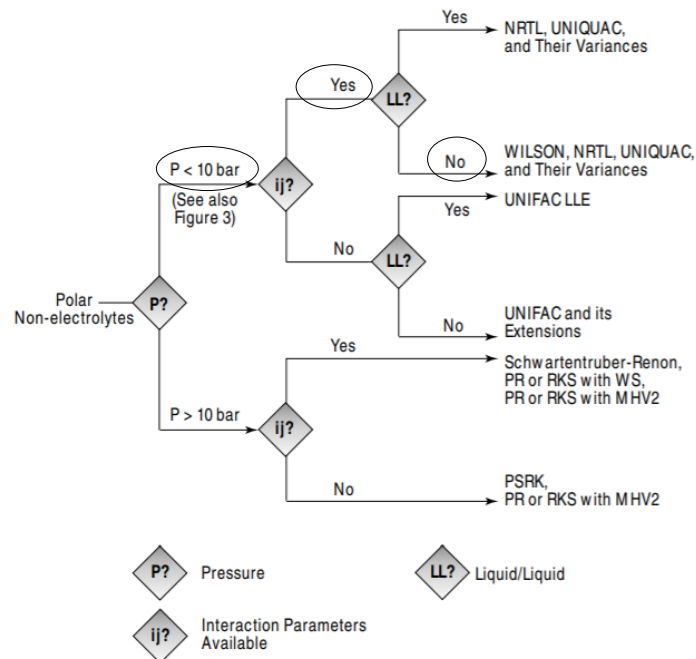


Figura III.2 – Diagrama de *Carlson* para a escolha de modelos termodinâmicos de acordo com o sistema em estudo. Parte 2 [37]

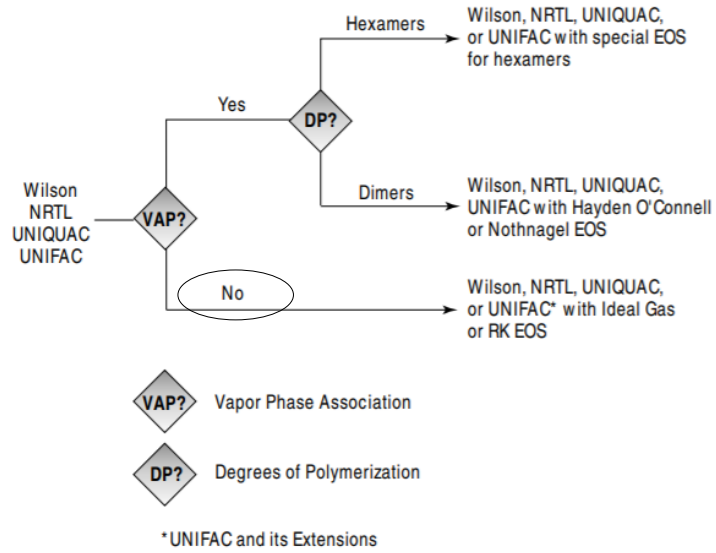


Figura III.3 – Diagrama de *Carlson* para a escolha de modelos termodinâmicos de acordo com o sistema em estudo. Parte 3 [37]

## Anexo IV – Representações Gráficas Auxiliares ao Projeto da Coluna de Absorção

Existem várias representações gráficas (como as das Figuras IV.1 e IV.2) de curvas de perda de carga que relacionam o parâmetro de fluxo com um conjunto de variáveis, a fim de se obter o valor da área da secção reta da coluna e assim determinar o seu diâmetro, mas também podem ser utilizadas com o objetivo de determinar a velocidade nas condições de inundação.

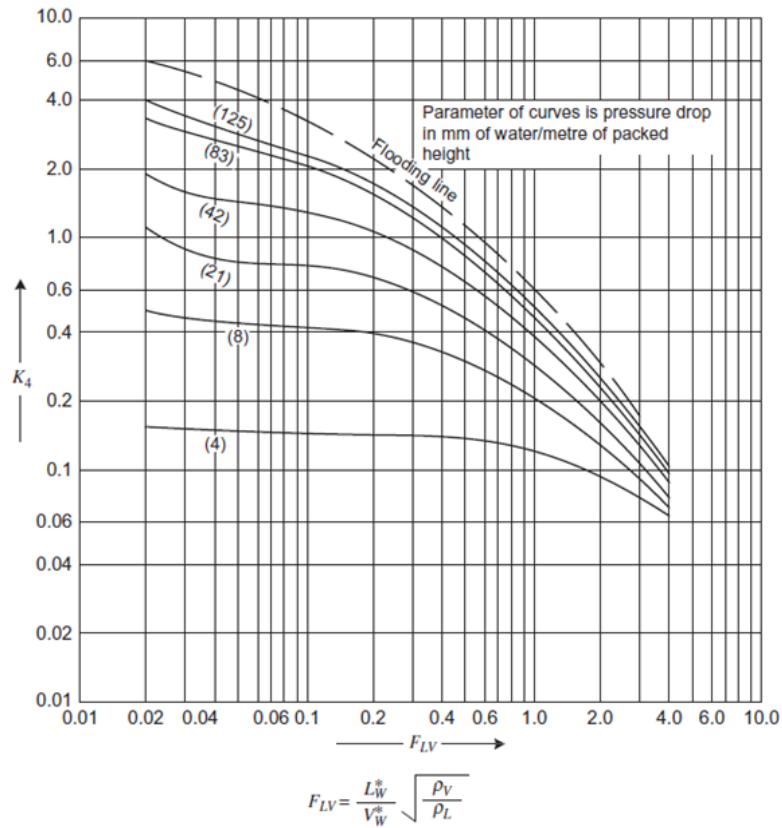


Figura IV.1 – Correlações de curvas de perda de carga [30]

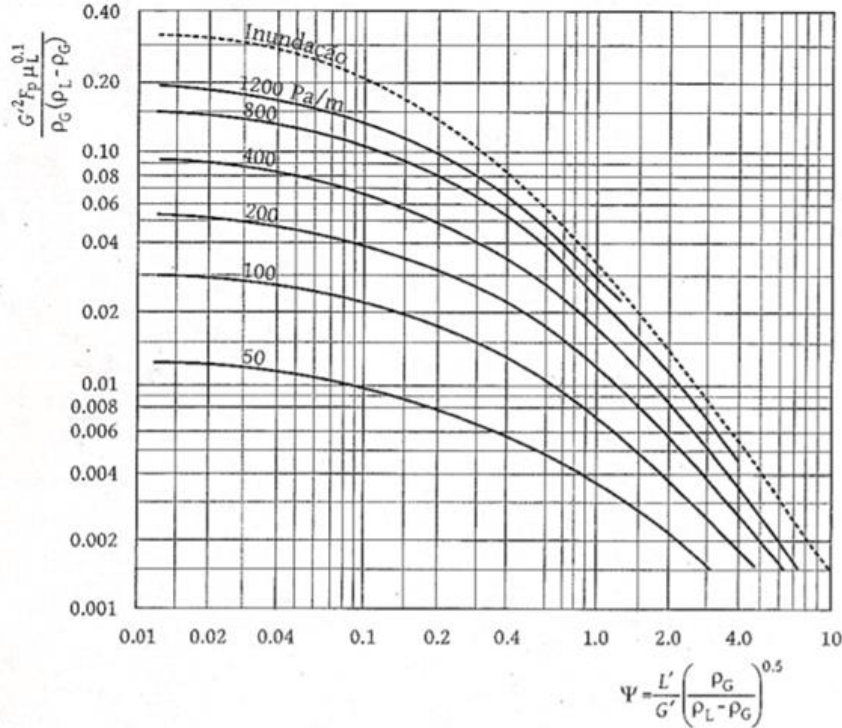


Figura IV.2 – Quedas de pressão em colunas de enchimento [26]

## Anexo V – Informação Auxiliar para o Dimensionamento das Tubagens e Bombas

*Simpson* (1968) forneceu valores para a velocidade ótima dos fluídos em função da sua densidade, conforme ilustrado na Figura V.1.

Fluid density kg/m <sup>3</sup>	Velocity m/s
1600	2.4
800	3.0
160	4.9
16	9.4
0.16	18.0
0.016	34.0

Figura V.1 – Valores para a velocidade ótima de fluídos no interior de tubagens em função da sua densidade [31]

A Figura V.2 ilustra o circuito de uma bomba, isto é, o caminho que o fluído leva desde que sai do equipamento de origem até entrar no equipamento de destino, passando pela bomba.

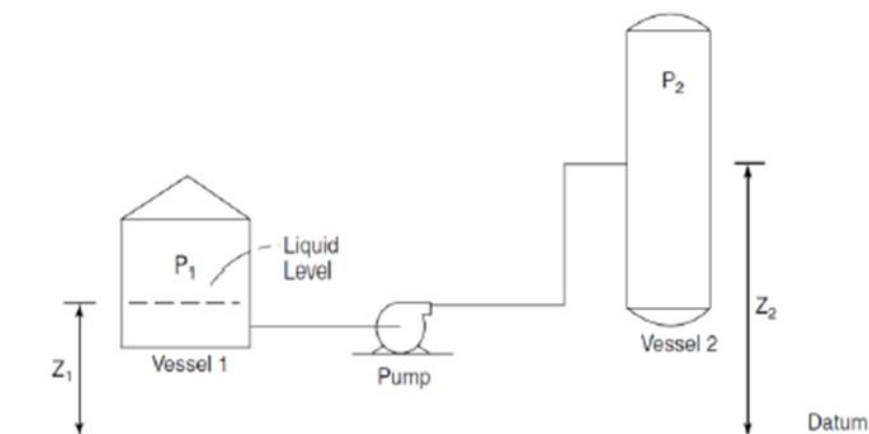


Figura V.2 – Exemplo de um circuito de uma bomba [31]

A Figura V.3 ilustra a distância (em polegadas) à qual os equipamentos devem ser instalados em relação ao solo, consoante o tipo de equipamento em questão. Desta forma, é possível calcular a diferença de elevações necessária ao dimensionamento das bombas.

Na Figura V.4 é apresentada uma representação gráfica que relaciona a eficiência da bomba com a sua altura manométrica consoante o caudal volumétrico do fluído.

Process Equipment	Location Above Ground Level <sup>c</sup> , ft
Pumps	0
Condensers	20
Reflux Drums	10
Phase Separators	3 to 5
Skirt <sup>a</sup> Height for Columns <sup>b</sup> (2 to 12 ft in diameter)	3 to 6
Heat Exchangers	1 to 4

- a) A "skirt" supports the column. The skirt diameter equals the column diameter.  
 b) Source: Reference 57  
 c) To convert to meters multiply by 0.3048.

Figura V.3 – Posicionamento dos Equipamentos [40]

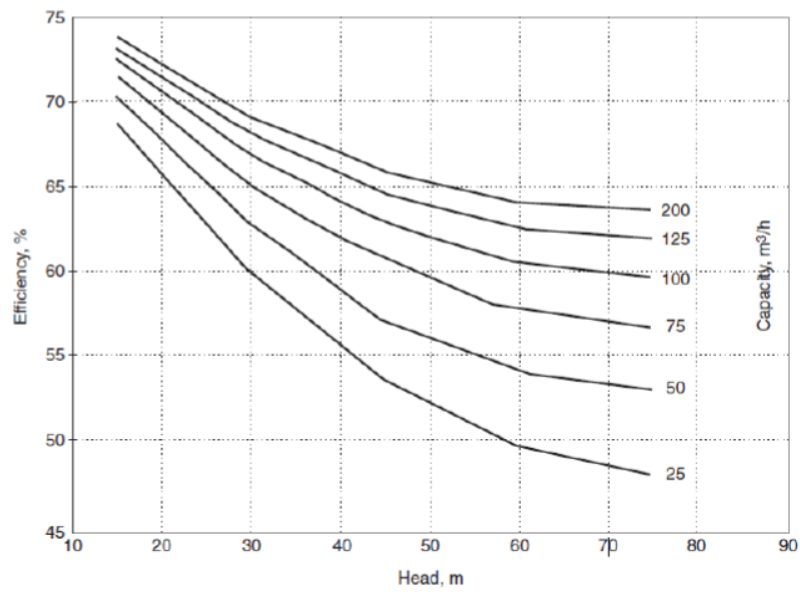


Figura V.4 – Eficiência de bombas centrífugas [31]



CATARINA ISABEL SARDINHA  
FIGUEIREDO

2021

RECUPERAÇÃO DE SOLVENTE NA PRODUÇÃO DE  
FIBRA CRÍTICA