



MARIANA DOS SANTOS MILHEIRO

Licenciada em Engenharia Química e Bioquímica

ESTUDO DE MELHORIA DO TRATA-
MENTO DE EFLUENTES DA REFINARIA
FÓCO NO TRATAMENTO PRIMÁRIO

MESTRADO INTEGRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA E BIOQUÍMICA

Universidade NOVA de Lisboa
setembro, 2024



ESTUDO DE MELHORIA DO TRATAMENTO DE EFLUENTES DA REFINARIA FOCO NO TRATAMENTO PRIMÁRIO

MARIANA DOS SANTOS MILHEIRO

Licenciada em Engenharia Química e Bioquímica

Orientadora: Nome da orientadora do António Dias,
Professora Catedrática, Universidade NOVA de Lisboa

Coorientadores: Nome do coorientador do António Dias,
Professor Auxiliar, Universidade NOVA de Lisboa
Nome do outro coorientador do António Dias,
Professor Auxiliar, Universidade NOVA de Lisboa

Júri:

Presidente: Professora Doutora Margarida Boavida Pontes Gonçalves

Arguentes: Professora Doutora Nídia Dana Mariano Lourenço

Orientador: Engenheira Maria António Santos

Membros: Professor Doutor Mário Fernando José Eusébio

MESTRADO INTEGRADO EM ENGENHARIA QUÍMICA E BIOQUÍMICA

Universidade NOVA de Lisboa

Setembro, 2024

**Estudo de Melhoria de Tratamento de Efluentes da Refinaria de Sines:
Foco no Tratamento Primário**

Copyright © Mariana dos Santos Milheiro, Faculdade de Ciências e Tecnologia, Universidade NOVA de Lisboa.

A Faculdade de Ciências e Tecnologia 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.

Aos meus pais.

AGRADECIMENTOS

Na fase final desta etapa não posso deixar de agradecer a toda a gente que acompanhou, contribuiu e apoiou no decorrer do desenvolvimento deste estudo. Esta tese é para vocês.

Em primeiro lugar, deixar um agradecimento muito especial ao meu co-orientador, Professor Mário Eusébio, por toda a disponibilidade, paciência dezenas de reuniões marcadas para esclarecer todas as minhas dúvidas.

Um obrigada à Galp, à refinaria de Sines por me ter dado a oportunidade enriquecedora de desenvolver este estágio nas suas instalações, em especial ao departamento de ambiente, Eng^a Sandra Amaral Dias, Eng^a Daisy Geraldês e Eng^a Leonor Ribeiro que me acompanharam ao longo desta jornada. Agradeço do fundo do coração a todos os departamentos a quem recorri incontáveis vezes, em especial ao Eng.º Francisco Lopes, Mário Duque, Jorge Faria e à Egeo, por me terem disponibilizado tudo quanto necessitava.

Um agradecimento muito especial à minha orientadora Eng^a Maria António Santos por toda a ajuda, confiança e liberdade que me deu durante estes 6 meses, pela forma como me liderou e liderou toda a equipa.

Ao Emídio Figueira, hoje Eng.º Emídio Figueira, pelas inúmeras reuniões, um muito obrigado por se ter dedicado a este estudo tanto quanto eu, por todos os conselhos e força durante o percurso, sobretudo por nunca me ter deixado sentir perdida e por ter orientado todas as fases deste trabalho como se dele se tratasse.

Obrigada à minha família por estar sempre comigo e um pedido desculpas pelas visitas escassas dos últimos tempos.

Aos meus pais, Isabel Santos e David Milheiro, por me proporcionarem esta oportunidade, por me permitirem errar, amortecerem os tropeções e me darem a mão para me levantar. À minha irmã, Carolina Milheiro, por acreditar em mim mais do que ninguém, andar sempre de mão dada comigo e, sobretudo, por ter lavado a louça este mês inteiro.

Aos meus amigos, um obrigada gigante, por estarem sempre.

Ao meu grupo de Castelo Branco, que me viu crescer e chegar até aqui, a promessa de que estarei em muitos mais cafés daqui para a frente, sempre a torcer por cada um.

Aos meus amigos da faculdade, que cresceram e se construíram comigo estes cinco anos, aos mais novos e mais velhos que marcaram o meu percurso, estou eternamente grata por me ter cruzado no vosso caminho. Estarei para sempre com vocês. *Qualquer dúvida, disponham.*

Aos *Trainees*, que transformaram a pausa para café na melhor parte do meu dia, o *beiral* no meu sítio preferido e Sines num lugar especial e com tão mais vida.

Um agradecimento final às minhas colegas de casa, Beatriz Lobo e Joana Torcato, por estes bonitos 6 meses, por terem sido as minhas companheiras de todas as horas, não podia ter pedido melhor.

“Talent is something you have naturally, skill is only developed through hours and hours of work”
Usain Bolt

RESUMO

A refinaria de Sines não possui uma estação de tratamento de efluentes completa, mas apenas uma estação de pré-tratamento com etapas de separação gravítica e flotação. Por funcionar há mais de 40 anos, os equipamentos foram sofrendo algumas degradações e alterações para atender às necessidades da refinaria, resultando em etapas de separação gravítica menos eficientes e na acumulação de matéria oleosa não removida, o que se traduz em taxas e penalizações quando o efluente é enviado para a estação de tratamento de efluentes exterior, Águas de Santo André, AdSA.

No espaço de um ano, em 161 amostras enviadas para a AdSA, 49% corresponderam a descargas penalizantes, sendo que a matéria oleosa teve impacto em 44% dessas descargas. O OP-V11, órgão responsável por tratar o efluente enviado da fábrica 1, teve impacto em 31% das descargas penalizantes por matéria oleosa, evidenciando a necessidade de melhorar a primeira etapa de tratamento de efluentes: a separação gravítica.

Para o dimensionamento de dois tipos de separadores gravíticos, API e CPI, foi calculado o caudal e a concentração de matéria oleosa a serem considerados para este cálculo, sendo obtidas as dimensões dos equipamentos seguindo a lei de *Stokes*. Foram considerados a fase dispersa, o coeficiente da fase dispersa, a velocidade horizontal e o número de Reynolds, com o objetivo de prever o comportamento do efluente ao longo do processo de separação. Foram utilizados os modelos de dimensionamento API 421, bem como um modelo Novel de dimensionamento para os cálculos das dimensões base dos separadores.

Para uma avaliação económica, foi realizado um estudo de CAPEX-OPEX através do método dos fatores e derivados, com o intuito de obter o custo de implementação de cada um dos equipamentos. Foi desenvolvida uma simulação considerando dados extraídos do *software Aspen Process Explorer* e *LIMS*, relativos ao caudal de efluente e

à concentração de matéria oleosa do órgão OP-V11, assim como uma média calculada através de balanços mássicos e do método IQR para os restantes OP-Vs.

Dessa forma, foi possível prever o impacto económico no final do processo, considerando essas condições. Assim, foi possível calcular o valor economizado em cada um dos cenários de implementação e a redução de classes e descargas penalizantes.

A maior contenção refere-se à implementação de dois separadores CPI, resultando numa economia de 360 mil euros em agravamentos e uma redução de 8 descargas penalizantes para apenas 1. Além disso, houve uma economia no envio de efluente sem agravamentos de 470 mil euros comprovando a redução das restantes classes de descargas. Este cenário possui um período de *payback* de um ano e meio.

O cenário com menor valor economizado é a implementação de apenas um separador API, que resulta numa redução de 38% nas descargas penalizantes, com uma economia de 210 mil euros em agravamentos e um total de 590 mil euros na implementação, resultando em um período de *payback* de sete meses.

Embora a implementação de separadores CPI ofereça um maior valor economizado, é importante considerar que estes exigem uma manutenção mais frequente, o que se torna uma desvantagem para a refinaria.

Assim, apresenta-se a instalação de dois separadores API como a melhor opção, promovendo redundância, um sistema adicional que garante a continuidade das operações em caso de falhas ou necessidade de manutenção. Com essa opção, a refinaria poderia reduzir as descargas penalizantes para apenas 2, com um valor total poupado de 740 mil euros.

Essa implementação resultaria em uma melhoria significativa na qualidade do efluente, especialmente em situações de upsets e picos de contaminação, além de uma redução nas taxas e no valor a ser pago ao enviar o efluente para o exterior.

Palavras chave: Separação Gravítica, Eficiência, Dimensionamento, Redundância

ABSTRACT

The Sines Refinery does not have a complete wastewater treatment station; it only possesses a pre-treatment station with gravity separation and flotation stages. Having operated for over 40 years, the equipment has undergone various degradations and modifications to meet the refinery's needs, resulting in less efficient gravity separation stages and an accumulation of unrecovered oily matter, which leads to fees and penalties when sent to the external wastewater treatment station, Águas de Santo André, AdSA. Over the span of one year, out of 161 samples sent to AdSA, 49% corresponded to penalizing discharges, with oily matter impacting 44% of those penalizing discharges. The OP-V11, responsible for treating the effluent sent from Factory One, accounted for 31% of the penalizing discharges due to oily matter, highlighting the need to improve the first step of wastewater treatment: gravity separation.

To size two types of gravity separators, API and CPI, the flow rate and concentration of oily matter to be considered for this calculation were determined, and the dimensions of the equipment were obtained following *Stokes'* law. This involved considering the dispersed phase, calculating the coefficient of the dispersed phase, the horizontal velocity, and the Reynolds number to predict how the effluent will behave throughout the separation process. The API 421 sizing models were utilized, along with a novel sizing model for the base dimensions of the separators.

For an economic assessment, a CAPEX-OPEX study was conducted using the factor method to determine the implementation cost of each equipment, along with a simulation based on data extracted from the Aspen Process Explorer and LIMS, relating to the flow rate and concentration of oily matter from the OP-V11, as well as an average calculated using mass balances and the IQR method for the other OP-Vs. This made it possible to predict the fees that would be incurred at the end of the process under these conditions. Consequently, the savings for each implementation scenario and the reduction in classes and penalizing discharges were calculated.

The greatest savings pertain to the implementation of two CPI separators, saving 360 thousand euros in penalties and reducing the penalizing discharges from 8 to just 1, while also saving 470 thousand euros on the disposal of effluent without penalties, leading to a reduction in the remaining classes. This scenario has a *payback* period of one and a half years. In contrast, the scenario with the lowest savings is the implementation of just one API separator, which achieves a 38% reduction in penalizing discharges, saving 210 thousand euros in penalties and 590 thousand euros in total, resulting in a *payback* period of seven months.

Despite a greater total saved in the implementation of CPI separators, they require more maintenance, which becomes a disadvantage for the refinery. Thus, installing two API separators emerges as a better option to promote redundancy where redundancy refers to the presence of additional components in a system that allows it to continue operating efficiently even in the event of failures or upsets. This would reduce the number of penalizing discharges to just 2, with a total savings of 740 thousand euros.

This implementation would lead to improved effluent quality, especially in cases of upsets and contamination peaks, as well as a reduction in fees and amounts payable when sending effluent externally.

ÍNDICE

1	INTRODUÇÃO	1
1.1	MOTIVAÇÃO E ENQUADRAMENTO	1
1.2	CASO DE ESTUDO	4
1.2.1	<i>Galp</i>	4
1.2.2	<i>Refinaria de Sines</i>	5
1.2.3	<i>Estação de Pré-Tratamento de Águas</i>	6
1.3	OBJETIVOS	11
1.4	ESTRUTURA DA DISSERTAÇÃO	13
2	ESTADO DA ARTE.....	15
2.1	TRATAMENTO DE EFLUENTES INDUSTRIAIS.....	15
2.1.1	<i>Classificação dos óleos presentes nos Efluentes de uma Refinaria.....</i>	17
2.1.2	<i>Óleos Livres.....</i>	17
2.1.3	<i>Óleos Emulsionados.....</i>	18
2.1.4	<i>Óleos Dissolvidos.....</i>	18
2.2	MÉTODOS DE SEPARAÇÃO	18
2.3	SEPARADOR API.....	20
2.4	SEPARADOR CPI.....	21
2.5	MATERIAIS DE CONSTRUÇÃO DE SEPARADORES GRAVÍTICOS.....	22
2.6	DIMENSIONAMENTOS	23
2.6.1	<i>Dimensionamento API.....</i>	23
2.6.2	<i>Dimensionamento CPI.....</i>	24
2.6.3	<i>Sobredimensionamento.....</i>	25
2.7	AVALIAÇÃO ECONÓMICA	26
2.7.1	<i>Estimativa de Custo do Equipamento Base.....</i>	26
2.7.2	<i>Estimativa de Custos Diretos e Indiretos.....</i>	28
3	MATERIAIS E MÉTODOS	31
3.1	CAUDAL E CONCENTRAÇÃO DE MATÉRIA OLEOSA	31
3.2	DIMENSIONAMENTO SEPARADOR GRAVÍTICO.....	32
3.2.1	<i>Dimensionamento Separador Gravítico API.....</i>	32
3.2.2	<i>Dimensionamento Separador Gravítico CPI.....</i>	37
3.3	AVALIAÇÃO ECONÓMICA	42
4	DEMONSTRAÇÃO E DISCUSSÃO DE RESULTADOS.....	45

4.1	CARACTERIZAÇÃO DA VARIABILIDADE DO CAUDAL E DA CONCENTRAÇÃO DE MATÉRIA OLEOSA	45
4.2	DIMENSIONAMENTO DE UM SEPARADOR API	48
4.3	DIMENSIONAMENTO SEPARADOR GRAVÍTICO CPI	52
4.4	AVALIAÇÃO ECONÓMICA	56
4.4.1	<i>Análise CAPEX-OPEX de Implementação de Separadores Gravíticos.....</i>	56
4.4.2	<i>Simulação Cenários de Implementação de Separadores Gravíticos.....</i>	58
4.4.3	<i>Eficiência Prevista dos Separadores Gravíticos API e CPI.....</i>	59
4.4.4	<i>Comparação de Cenários de Implementação.....</i>	60
5	CONCLUSÕES E PROPOSTAS DE TRABALHO FUTURO	64

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1: Distribuição de Classes do Efluente nos últimos 5 anos	3
Figura 2: Gráfico representativo das DP's de Óleos.....	3
Figura 3: Diagrama Geral Refinaria Sines	8
Figura 4: Diagrama Simplificado da Estação de Pré-Tratamento de Efluente da Refinaria de Sines	9
Figura 5: Esquema de Objetivos Sistematizados	13
Figura 6: Esquema simplificado das etapas tratamento de efluente industrial	17
Figura 7: Pontos de Amostras Utilizados para Simulação	43
Figura 8: Gráfico <i>Boxplot</i> Caudal OP-V11	45
Figura 9: Gráfico de Dispersão Caudal OP-V11.....	46
Figura 10: Gráfico de Dispersão de Concentração de Matéria Oleosa do OP-V11.....	47
Figura 11: Gráfico de Dispersão de Concentração de Matéria Oleosa do OP-V11 excluindo <i>outliers</i>	47
Figura 12: Esquema Separador Gravítico API.....	51
Figura 13: Esquema Separador Gravítico CPI	54

ÍNDICE DE TABELAS

Tabela 1: Classificação de Água Residual Industrial.....	10
Tabela 2: Percentagens de custos diretos e indiretos	29
Tabela 3: valores da Literatura para o cálculo de vt em separador API.....	33
Tabela 4: Valores da Literatura para o cálculo de θ	34
Tabela 5: Valores da Literatura para o cálculo de vt em separador CPI.....	37
Tabela 6: Valores da Literatura para o cálculo de $\nu\theta$	39
Tabela 7: Valores da Literatura para dimensionar os pratos de coalescência	41
Tabela 8: Resultados da Velocidade de Ascensão de Partículas para Separador API	48
Tabela 9: Resultados Coeficiente da Fase Dispersa.....	49
Tabela 10: Distribuição dos valores de Coeficiente de Fase Dispersa.....	49
Tabela 11: Resultados Dimensionamento Separador Gravítico API	52
Tabela 12: Resultados da Velocidade de Ascensão de Partículas para Separador CPI	53
Tabela 13: Resultados Dimensionamento Separador Gravítico CPI	54
Tabela 14: Resultados Dimensionamento de Pratos de Coalescência	55
Tabela 15: Ajustes ao Custo de um Separador API	56
Tabela 16: Percentagens Aplicada a Custos Diretos e Indiretos para um Separador API	57
Tabela 17: Ajustes ao Custo de um Separador CPI	57
Tabela 18: Percentagens Aplicada a Custos Diretos e Indiretos para um Separador CPI	58
Tabela 19: Balanços Mássicos e Concentração Matéria Oleosa dos OP-Vs.....	59
Tabela 20: Resultados da Simulação para os Cenários Implementados	61
Tabela 21: Resultados Descargas Penalizantes e Período de Payback	61

SIGLAS

AdSA	Águas de Santo André
API	<i>American Petroleum Institute</i>
BAAC	Bacia de Águas Acidentalmente Contaminadas
BAL	Bacia de Águas Limpas
BAT	<i>Best Available Techniques</i>
BREFs	<i>BAT Reference Documents</i>
CAPEX	<i>Capital Expenditure</i>
CPI	<i>Corrugated Plate Interceptor</i>
CPVC	Policloreto de Vinilo Clorado
CQO	Carência Química de Oxigênio
DP's	Descargas Penalizantes
ETAR	Estação de Tratamento de Águas Residuais
FCC	<i>Fluid Catalytic Cracking</i>
IQR	Interquartile Range
LIMS	<i>Laboratory Information Management System for Sample Manager</i>
OPEX	<i>Operation Expenditure</i>
OP-V	<i>Operation Vessel</i>
PM	<i>Phisycal Module</i>
PP	Polipropileno
PPI	<i>Paralell Plate Interceptor</i>
PVC	Policloreto de Vinilo
SST	Sólidos Suspensos Totais

SÍMBOLOS

ρ_w	Densidade da fase aquosa
ρ_o	Densidade da fase oleosa
g	Constante gravítica
d	Dimensões de partículas
$\rho_{,L}$	Densidade da fase leve
$\rho_{,H}$	Densidade da fase pesada
θ	Coefficiente da fase dispersa
Re	Número de Reynolds
L_p	Comprimento do prato
Sp	Espaçamento do prato
Wp	Largura do prato
α	Ângulo de inclinação
Sp	Espaçamento do prato
Qi	Caudal de entrada
Ae	Área efetiva
v_t	Velocidade de ascensão das partículas
Ac	Área transversal
D	Profundidade
W	Largura
L	Comprimento
T_r	Tempo de residência
T_s	Tempo de ascensão
v_h	Velocidade horizontal

INTRODUÇÃO

1.1 Motivação e Enquadramento

Numa refinaria, ocorrem processos industriais complexos que transformam o petróleo bruto em diversos produtos derivados com maior valor comercial e utilidade prática. O petróleo bruto é composto por uma mistura de hidrocarbonetos com diferentes propriedades físico-químicas [1], que são separados por meio de processos de destilação e remoção de impurezas, fundamentais para a obtenção de produtos com características específicas para diversas aplicações.

O processo de refinação inicia-se com etapas de separação, como a dessalgação para remoção de água e sais do crude, seguida por destilações atmosféricas e a vácuo, que separam o petróleo em frações com base nas suas densidades e temperaturas de ebulição [39]. Adicionalmente, existem etapas de conversão e tratamento para melhorar a qualidade dos produtos e aumentar o seu valor comercial [2]. Para além disso, as refinarias enfrentam o desafio de minimizar o impacto ambiental das suas operações, focando-se na descarbonização e na transição energética para reduzir a pegada ecológica associada à produção e fornecimento de energia, bem como na melhoria da qualidade de efluente, tanto gasoso como líquido [3].

A refinaria de Sines não possui uma estação de tratamento de águas residuais completa. Por sua vez, realiza uma etapa de pré-tratamento antes de enviar o efluente para uma Estação de Tratamento de Águas Residuais, ETAR, externa, Águas de Santo André, AdSA. Este pré-tratamento visa reduzir a concentração de contaminantes, melhorando a qualidade da água antes do seu envio para a ETAR, onde o tratamento final ocorre para que a água atenda aos parâmetros regulamentares antes de ser descarregada na Ribeira dos Moinhos. A relação tarifária entre a refinaria e a ETAR evoluiu ao longo dos anos, passando de uma mera contabilização para uma estrutura de taxas

baseadas em descargas penalizantes de valor acrescido, divididas em classes [4]. Assim, a qualidade do efluente enviado impacta não só o meio ambiente, mas também os custos operacionais da refinaria.

O interesse e consideração pelo meio ambiente estão em constante crescimento e evolução, com a implementação de leis, legislações e condições de descarga cada vez mais exigentes, obrigando a uma maior qualidade dos efluentes.

Historicamente, o sistema de tratamento de efluentes da refinaria de Sines incluía etapas de separação primária, como separadores *American Petroleum Institute*, API e *Corrugated Plate Interceptor*, CPI. No entanto, após modificações para adicionar etapas de flotação, alguns destes órgãos de separação foram removidos, no ano de 2013, aquando a construção da fábrica 3, resultando numa menor eficácia na remoção de óleos livres e aumentando as penalizações tarifárias devido à maior contaminação do efluente. Assim, há uma necessidade de atualizar e melhorar o sistema de pré-tratamento de efluentes para atender às novas exigências ambientais e económicas.

Ao analisar a figura 1 é verificada uma tendência crescente no que diz respeito a classes superiores e descargas penalizantes, DP's, no decorrer dos últimos cinco anos e, conseqüentemente uma redução na qualidade do efluente, com maior enfoque no ano de 2023 e 2024, período entre o qual os dados serão analisados com maior detalhe.

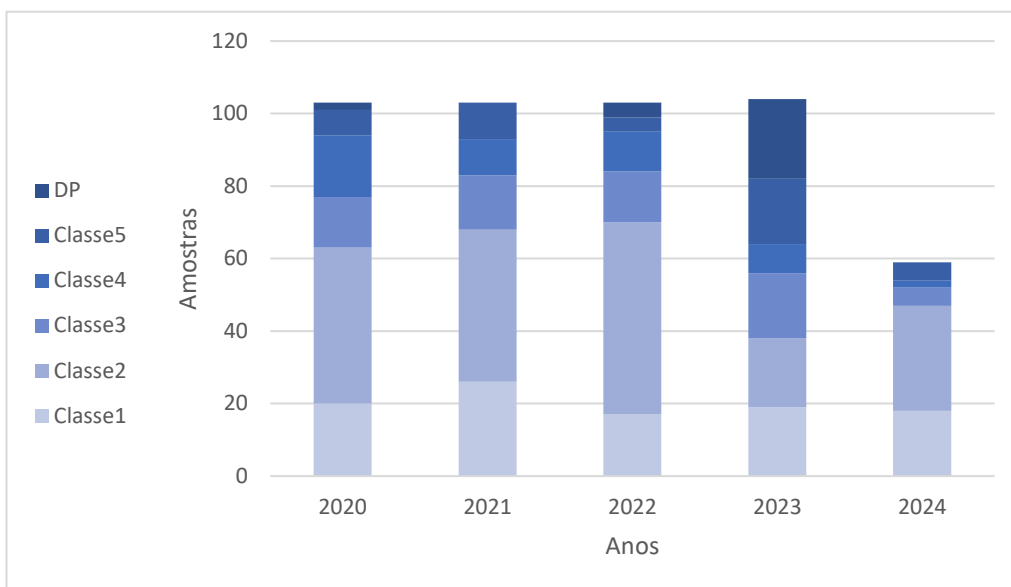


Figura 1: Distribuição de Classes do Efluente nos últimos 5 anos

Nos anos de 2023 e 2024, durante o período em que as amostras foram recolhidas, foram enviadas para a AdSA 161 amostras, de entre as quais, 50 se traduziram em descargas penalizantes. Dentro da amostra de 50 descargas penalizantes o parâmetro *Óleos e Gorduras* contribuiu para 22 agravamentos, representando uma percentagem de 44% das descargas penalizantes totais, como representa a Figura 2.

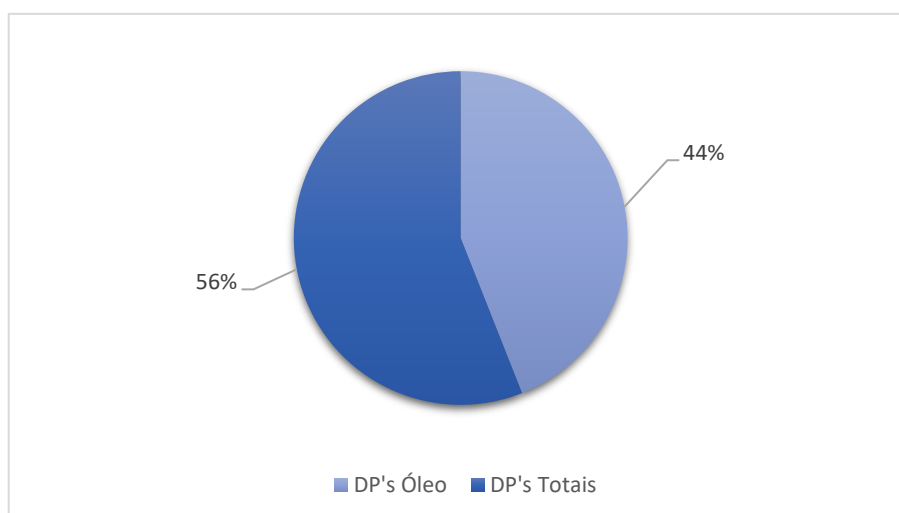


Figura 2: Gráfico representativo das DP's de Óleos

Diante dessa necessidade, este estudo prioriza a implementação de um separador gravítico, uma inovação que visa tratar o efluente proveniente dos *desalters*, especialmente em situações de *upsets* ou perturbações no processo. A escolha deste tema é motivada pela necessidade de melhorar a qualidade do efluente logo a montante, o que facilita o tratamento subsequente e resulta numa eficiência superior no processo final. A melhoria na qualidade do efluente contribui para a redução das taxas associadas à concentração de matéria oleosa, evitando multas e diminuindo os custos operacionais.

A metodologia utilizada incluirá a análise dos dados de qualidade do efluente antes e depois da implementação, bem como a avaliação das economias associadas às taxas reduzidas e à eficiência do processo de tratamento.

O tratamento de efluentes gerados durante o processo de refinação é uma etapa crucial para garantir que o efluente seja enviado para uma estação de tratamento com a melhor qualidade possível. Embora a água recuperada não seja diretamente reutilizada, a melhoria na qualidade do efluente antes do seu envio resulta em benefícios ambientais e económicos.

1.2 Caso de Estudo

1.2.1 Galp

A Galp é a empresa proprietária da única refinaria em funcionamento atualmente em Portugal, operando vários terminais marítimos e parques de armazenamento. Com uma capacidade de destilação de cerca de 226 mil barris por dia [5], a refinaria de Sines destaca-se pela sua elevada complexidade e capacidade de conversão, bem como pela sua localização estratégica na costa e pelas infraestruturas portuárias que possui. Estas características tornam-na altamente competitiva e bem posicionada para enfrentar possíveis adversidades, tanto no fornecimento de petróleo bruto como na exportação de produtos refinados [5].

O petróleo bruto representou cerca de 85% das matérias-primas processadas pela refinaria [6], sendo que 87% desse total corresponderam a petróleo bruto médio e pesado [6]. Os compostos de gasóleo e gasolina foram os mais relevantes na

produção da Galp, representando, respetivamente, 36% e 19% do total produzido [6]. Além disso, foi também produzido fuel óleo com um rendimento significativo de 19%, sendo que a totalidade desse produto tem um teor de enxofre muito baixo [6].

No ano de 2022, a Galp processou aproximadamente 88 milhões de barris de óleo equivalente de matéria-prima, o que representa um aumento anual de cerca de 15% [6]. Este crescimento permitiu assegurar o abastecimento de produtos refinados à Península Ibérica. A flexibilidade do sistema de produção da refinaria permitiu intensificar o valor do grupo, tornando possível lidar com recentes alterações no mercado, tais como o corte das importações de produtos petrolíferos oriundos da Rússia e as necessidades de ajuste no consumo de gás natural [6]. Nesse mesmo ano, foram realizados investimentos significativos para melhorar a eficiência energética da refinaria, com o objetivo de reduzir aproximadamente 50% das emissões das atividades industriais até 2030, em comparação com os níveis de 2017 [7]. Este esforço visa transformar a Refinaria de Sines num polo multienergético verde e descarbonizado. A Galp continua focada na melhoria e evolução das suas operações num ambiente cada vez mais exigente e num mercado de produtos petrolíferos desafiador.

1.2.2 Refinaria de Sines

A Refinaria de Sines é um complexo industrial de grande capacidade de conversão e dessulfuração de elevado rendimento em produtos de maior valor. Com uma área de aproximadamente 320 hectares em atual expansão, é composta por 34 unidades processuais e tem uma capacidade de processamento de crude de cerca de 330 mil barris por dia, o que corresponde a 20% da capacidade de refinação da Península Ibérica [8]. Atualmente, a refinaria possui uma capacidade de destilação superior a 220 mil barris por dia, incluindo uma unidade de *hidrocracking* com uma taxa de conversão de 99% e uma capacidade de destilação de 43 mil barris por dia [9].

A construção da Refinaria de Sines iniciou-se em 1972 [10], tendo entrado em operação em 1978. Posteriormente, foi construído o complexo referente à Unidade da Fábrica 3. A refinação do petróleo na refinaria de Sines aproveita as diferenças de pesos, volatilidades e temperaturas de ebulição dos hidrocarbonetos para os separar e transformar em produtos intermédios e finais de maior valor acrescentado.

O processo de refinação é composto por diversos estágios para processar a separação do crude ao longo de três áreas principais de fabricação. O processo inicia-se

na Unidade de Destilação Atmosférica, onde o crude é separado nas suas principais frações: gases e naftas, querosene, gasóleo leve, gasóleo pesado e resíduo atmosférico. Os resíduos resultantes desta primeira etapa são depois processados na Fábrica 2, nas unidades de destilação a vácuo, onde o teor de enxofre é reduzido para posterior carga à unidade de *Fluid Catalytic Cracking*, FCC. Nesta etapa, ocorre a produção de sulfureto de hidrogénio devido à reação entre o enxofre presente no gasóleo de vácuo e o hidrogénio adicionado. Dependendo das suas características, os produtos resultantes são processados em unidades de *Cracking Catalítico*, *Hydrocracker* ou *Visbreaker* na Fábrica 3, maximizando a conversão e o rendimento dos produtos obtidos. Durante o processo de refinação, ocorrem também várias etapas de purificação de produtos intermédios por meio de unidades de pré-tratamento, processamento químico das frações de menor valor em produtos mais leves e, finalmente, etapas de tratamento para mistura de produtos intermédios, removendo elementos e compostos indesejáveis para integração em produtos finais.

Considerando a configuração da Refinaria de Sines, são produzidos dois tipos principais de crude, com características distintas: crudes leves ou *sweet crudes*, que levam à produção de grandes quantidades de produtos refinados de maior valor, como gasolina, jet fuel e gasóleo; e crudes pesados, também conhecidos como *sour crudes*, que resultam principalmente em produtos de menor valor, como fuelóleo. Além destes, são produzidos, em menor escala, outros produtos como óleos base, naftenos e betumes.

1.2.3 Estação de Pré-Tratamento de Águas

O sistema de pré-tratamento de efluentes da refinaria de Sines abrange o tratamento das três unidades fabris, sendo constituído por cinco sistemas de drenagem que englobam efluentes oleosos, acidentalmente contaminados, águas limpas, efluentes químicos, sanitários e salinos. Este sistema recebe os efluentes recolhidos ao longo da refinaria através de uma rede de recolha composta por cinco órgãos responsáveis pela separação gravítica inicial dos efluentes drenados de diferentes zonas.

Os efluentes provenientes dos *desalters*, drenagens oleosas e pluviais, strippers de águas ácidas e sodas exaustas, relacionados com a Fábrica 1, são encaminhados para esta unidade. Nesta etapa, os sais presentes no crude são removidos a elevadas

temperaturas, utilizando uma lavagem do crude com água, resultando num fluido constituído por duas fases imiscíveis. A fase oleosa é reencaminhada para o processo de refinação, enquanto a fase aquosa, contendo sais, é enviada para o, *Operation Vessel 11*, OP-V11, um órgão da unidade de pré-tratamento de efluentes responsável por realizar uma primeira separação física. Este órgão também recebe efluentes oleosos provenientes de drenagens ao longo do processo, enquanto os efluentes de drenagem pluvial são enviados para o órgão OP-V52.

Na Fábrica 2, além de drenagens e águas pluviais contaminadas, são tratados efluentes provenientes da bacia de alquilação, que neutraliza efluentes recolhidos na unidade de alquilação com um pH inferior a 2. Da unidade de fabricação 3, são enviados para a unidade de pré-tratamento os drenos pluviais, que são recolhidos em cauleiras que circundam as unidades e enviados diretamente para a bacia de águas limpas, BAL quando atendem aos parâmetros e condições exigidas, além dos drenos oleosos e efluentes de áreas processuais. Além disso, o sistema recebe efluentes de stripers de águas ácidas, responsáveis pela remoção de sulfureto de hidrogénio e amoníaco. As águas stripadas resultantes são, então, encaminhadas para o sistema de tratamento. São ainda recebidos efluentes salinos provenientes das três unidades fabris após desmineralização, que são enviados diretamente para o mar quando cumprem os parâmetros e condições de descarga estabelecidos, e produtos das unidades Merox, que convertem enxofre mercaptano em dissulfuretos. O efluente das três unidades fabris é encaminhado para uma única estação de pré-tratamento de efluentes, como ilustra a Figura 3.

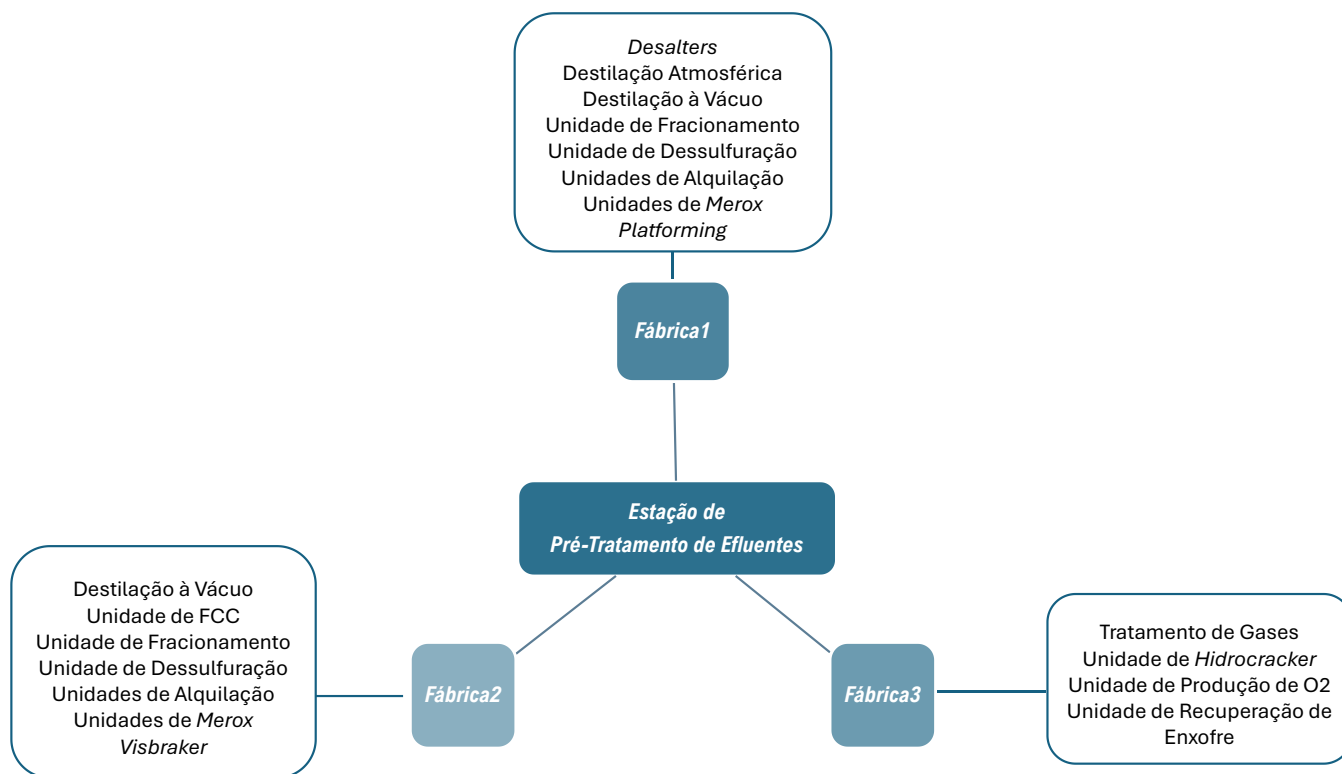


Figura 3: Diagrama Geral Refinaria Sines

Ao longo do processo de pré-tratamento, são utilizados equipamentos para realizar uma separação gravítica inicial, removendo óleos livres ainda presentes no efluente. Existem três unidades de flotação na refinaria, onde ocorre a separação sólido-líquido por meio da introdução de um polímero na entrada, maximizando a quebra de emulsões e aumentando significativamente a eficiência da operação. Numa fase final, é adicionado um floculante que aglomera as partículas sólidas, formando um agregado que flutua devido à sua baixa densidade, facilitando a sua remoção. Nesta secção, através de decantações, os efluentes passam por separações físicas, em que a componente oleosa do efluente é encaminhada para tanques slops, enquanto o efluente aquoso, com menor concentração de hidrocarbonetos, segue para três bacias de grandes dimensões.

O efluente acidentalmente contaminado é encaminhado para a bacia de águas acidentalmente contaminada, BAAC, onde ocorre uma oxidação de sulfuretos, promovida pelo contacto de bolhas de ar atomizado por injetores com o efluente, complementado pela utilização de oxigénio. Este equipamento possui um sistema de

recirculação constante de efluente, que é reintroduzido através de tubagens e hidro-injetores no fundo da bacia. As condições do sistema permitem a sucção e dissolução de uma quantidade de ar e, conseqüentemente, de oxigénio. O sistema inclui ainda mecanismos de controlo de oxigénio e dióxido de carbono, geridos de forma independente por sondas de oxigénio e pH. Além de controlar o pH e a oxidação, os sistemas instalados, através de um elevado tempo de retenção do efluente nesta fase, conseguem remover óleos e gorduras do efluente após a flotação, oxidando sulfuretos e fenóis.

A descrição relativa à estação de pré-tratamento de efluentes da Refinaria de Sines encontra-se sintetizada na Figura 4.

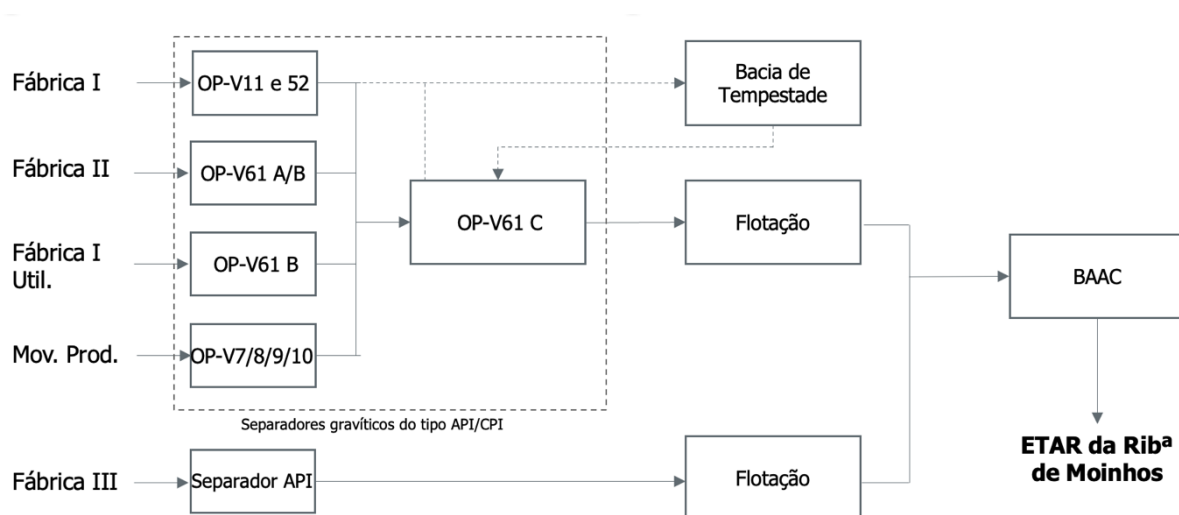


Figura 4: Diagrama Simplificado da Estação de Pré-Tratamento de Efluente da Refinaria de Sines

O efluente pluvial ou de águas limpas segue diretamente para a BAL, passando por uma etapa de pré-decantação, onde ocorre uma primeira separação. Nos três primeiros compartimentos, existem sistemas de recolha de óleos, que são insuficientes para a extração completa da camada oleosa, sendo necessária a remoção posterior através de uma bomba móvel. No último compartimento, são recebidas águas químicas provenientes do laboratório e águas sanitárias, consideradas isentas de hidrocarbonetos. Deste compartimento, o efluente é enviado para a ETAR, quando aprovado de acordo com os parâmetros exigidos, ou para a BAAC, caso necessite de nova separação para reduzir a concentração de matéria oleosa e contaminantes.

No caso da recolha de água pluvial, esta é conduzida para OP-Vs *designados* para essa função e, posteriormente, utilizada na Bacia de Sistema de Incêndios, sendo a restante encaminhada diretamente para a Ribeira dos Moinhos.

Considerando valores relativos ao espaço de 10 anos, a refinaria de Sines descarrega em média um caudal de cerca de 360 m³/h para a AdSA. Aquando da descarga de efluente para a estação de tratamento de Águas de Santo André, é aplicada uma taxa de acordo com a qualidade da amostra enviada, após analisar a presença e concentração de compostos como o pH, carência química de oxigénio, CQO, sólidos suspensos totais, SST, óleos e gorduras, sulfuretos e compostos fenólicos, e posterior classificação de acordo com cinco classes com valores definidos dentro dos intervalos, ilustrado na Tabela 1 [4].

Tabela 1: Classificação de Água Residual Industrial

<i>Parâmetro</i>	<i>Unidade</i>	<i>Classe I</i>	<i>Classe II</i>	<i>Classe III</i>	<i>Classe IV</i>	<i>Classe V</i>
<i>pH</i>	<i>Escala Sørensen</i>	[6,9]	[6,9]	[6,9]	[6,9]	[4.5,10]
<i>CQO</i>	<i>mg O₂/L</i>	<150	[150,300[[300,600[[600,1000[[1000,2000[
<i>SST</i>	<i>mg/L</i>	<100	[100,200[[200,300[[300,500[[500,1000[
<i>Óleos e Gorduras</i>	<i>mg/L</i>	<5	[5,20[[20,35[[35,50[[50,100[
<i>Sulfuretos</i>	<i>mg/L</i>	<2	[2,4[[4,7[[7,10[[10,20[
<i>Compostos Fenólicos</i>	<i>mg C₆H₅OH/L</i>	<5	[5,10[[10,15[[15,20[[20,40[

São analisados os seis parâmetros descritos anteriormente e a classe mais alta determina a classe do efluente. Isto é, se todos os compostos se encontrarem em classe I, mas um dos compostos estiver em classe V, o efluente será classificado como classe V [24]. Cada classe está associada a uma taxa que, multiplicada pelo caudal descarregado para a ETAR, determina o valor final a ser pago, conforme a seguinte equação:

$$\text{Faturação} = \text{Tarifa} \times V \quad (1.1)$$

Caso algum dos valores se encontre registado acima dos intervalos fornecidos é considerada uma descarga penalizante, assumindo-se o valor da taxa referente a uma classe V e aplicando-se uma multa baseada no acréscimo de 15% do valor correspondente à classe máxima, multiplicada pelo prazo de 45 dias. Esta penalização é acumulável com futuras penalizações que possam surgir, conforme a fórmula:

$$\text{Faturação}_{DP} = \text{Faturação}_{\text{classeV}} \cdot (1 + 0,15) \times 45 \quad (1.2)$$

1.3 Objetivos

Considerando a percentagem de descargas penalizantes referentes ao parâmetro de óleos e gorduras, este estudo tem como principal objetivo propor e avaliar uma melhoria no sistema de pré-tratamento de efluentes da refinaria de Sines, através da implementação de novos equipamentos de separação gravítica, que permitam otimizar a remoção de óleos e gorduras dos efluentes e, assim, reduzir as penalizações financeiras associadas às descargas. Atualmente, a refinaria de Sines dispõe apenas de uma estação de pré-tratamento cujos equipamentos de separação gravítica apresentam desgaste significativo e eficiência reduzida devido à sua idade avançada e manutenção inadequada. Esta situação é particularmente problemática durante situações de *upsets*, em que a capacidade de tratamento dos equipamentos se revela insuficiente, resultando em descargas de efluentes fora dos padrões exigidos e, conseqüentemente, em penalizações financeiras.

O primeiro passo deste estudo consistiu em diagnosticar o estado atual dos equipamentos de separação gravítica na estação de pré-tratamento, com vista a identificar deficiências operacionais e avaliar a frequência de descargas penalizantes associadas à elevada concentração de óleos e gorduras. Esta análise permitiu compreender o impacto económico das ineficiências atuais e estabelecer a necessidade de intervenção para garantir a conformidade com os requisitos regulatórios e minimizar os custos associados às descargas não conformes.

Em seguida, o estudo centrou-se na viabilidade da implementação de um novo sistema de separação gravítica a montante no processo, especificamente à saída dos *desalters*, onde é crítico remover óleos e gorduras antes que os efluentes sejam

encaminhados para a estação de pré-tratamento. Esta abordagem visa tratar os efluentes desde a sua origem, reduzindo a carga contaminante que chega à fase final do sistema de pré-tratamento.

Para concretizar esta proposta, foi elaborado um balanço mássico detalhado para os órgãos estudados, que permitiu validar a eficácia da separação proposta e garantir que o sistema atende aos critérios de qualidade de efluente estipulados. Posteriormente, foi realizado um dimensionamento detalhado dos equipamentos de separação gravítica, nomeadamente dos separadores API e CPI, considerando as características do efluente e os requisitos de eficiência de remoção de contaminantes. O dimensionamento dos equipamentos teve em conta a necessidade de redundância no processo, evitando o sobredimensionamento, que poderia resultar em custos desnecessários e impactos negativos na operação. Foram consideradas duas unidades de separadores gravíticos para assegurar uma operação contínua e eficiente, mesmo em caso de manutenção ou falha de um dos equipamentos.

Seguidamente, foi realizada uma avaliação económica abrangente, que incluiu a estimativa dos custos de capital – *Capital Expenditure*, CAPEX - e operacionais – *Operation Expenditure*, OPEX - associados à instalação e operação dos novos equipamentos. Esta análise permitiu projetar os custos futuros de operação da refinaria com base na eficiência dos novos separadores gravíticos e comparar este cenário com o estado atual, determinando o potencial de poupança resultante da redução de descargas penalizantes.

Com base na avaliação técnica e económica, este estudo pretende identificar as vantagens e desvantagens da implementação dos novos separadores gravíticos, considerando não só os benefícios financeiros e operacionais, mas também o impacto na sustentabilidade ambiental e a conformidade com os regulamentos vigentes. A comparação entre o cenário atual e o cenário proposto possibilita uma tomada de decisão informada quanto à melhor opção para a refinaria de Sines, visando otimizar o tratamento de efluentes, reduzir custos, e promover uma operação mais sustentável e eficiente.

Através desta análise integrada e de uma simulação elaborada de forma a interpretar e concluir o impacto da implementação dos equipamentos desenvolvidos, o estudo conclui sobre a viabilidade da instalação dos novos equipamentos e recomenda a estratégia mais adequada para a refinaria, assegurando uma operação que combina eficiência económica e responsabilidade ambiental.

Os objetivos e etapas seguidas ao longo deste estudo, encontram-se sistematizadas na Figura 5.

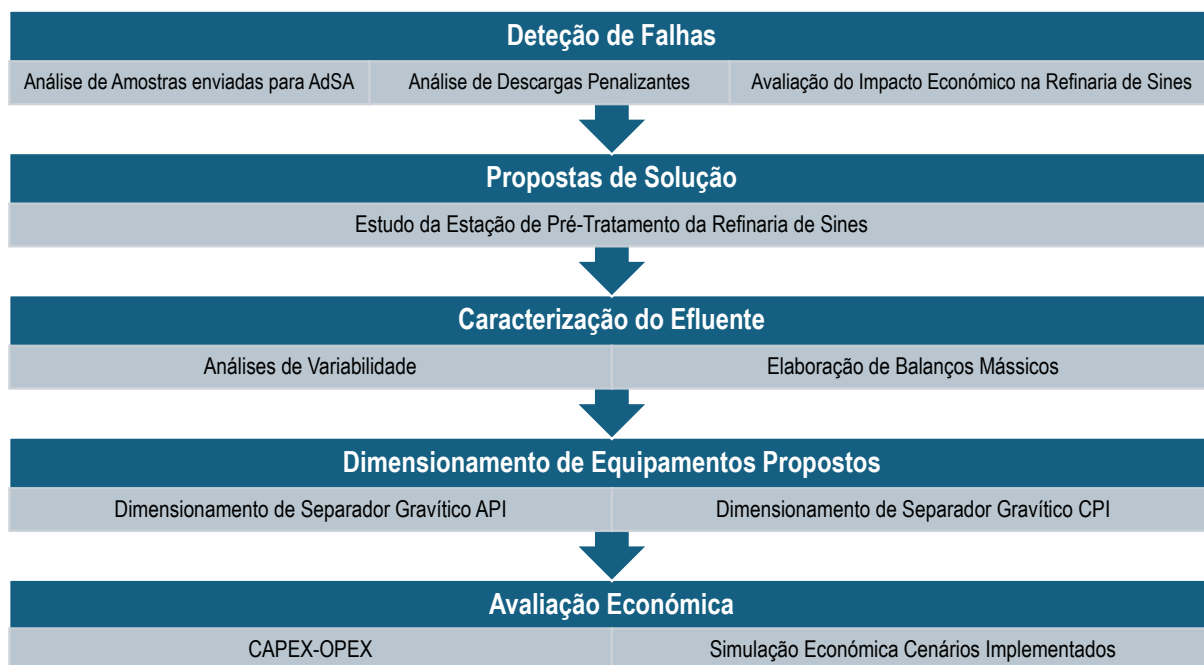


Figura 5: Esquema de Objetivos Sistematizados

1.4 Estrutura da Dissertação

Este documento está estruturado em cinco capítulos principais. O primeiro capítulo, intitulado Introdução, apresenta o contexto do estudo, os objetivos da pesquisa e a relevância do tema abordado. Também são discutidas as motivações para a escolha do tema e as questões de pesquisa que exploram a eficiência no tratamento de efluentes da Refinaria de Sines.

No segundo capítulo, Revisão da Literatura, são discutidos os métodos utilizados para o tratamento de efluentes, com ênfase na separação gravítica e na coalescência de pratos. Este capítulo apresenta técnicas atuais, detalhando as suas vantagens e

desvantagens, e fundamenta teoricamente o estudo desenvolvido, conferindo-lhe o devido contexto.

O terceiro capítulo, *Materiais e Métodos*, descreve a metodologia utilizada para o dimensionamento dos separadores gravíticos, incluindo os cálculos e fórmulas associadas, bem como os critérios de seleção. Além disso, são apresentados os parâmetros considerados e os métodos de análise utilizados para avaliar a eficiência do processo e a consequente redução de descargas penalizantes.

No quarto capítulo, *Demonstração e Discussão Resultados*, são apresentados os resultados obtidos por meio das simulações e cálculos realizados. Neste capítulo, são discutidos valores como eficiência, tempo de residência, volume dos equipamentos e o impacto económico da implementação dos cenários propostos.

Finalmente, no quinto capítulo, *Conclusões e Proposta de Trabalhos Futuros*, o estudo é encerrado, resumindo as principais conclusões da pesquisa a partir dos resultados obtidos, além de oferecer recomendações para futuros trabalhos e pesquisas com o objetivo de melhorar a qualidade do efluente da Refinaria de Sines.

ESTADO DA ARTE

2.1 Tratamento de Efluentes Industriais

Numa estação de tratamento de efluentes industriais, os métodos de remoção de óleos e outros contaminantes devem ser eficazes, evitando a produção de poluentes. O tratamento de efluentes é composto por várias etapas que utilizam diferentes técnicas para assegurar que a água tratada cumpre todos os parâmetros regulatórios, removendo de forma eficaz todos os compostos e impurezas presentes. Os contaminantes dos efluentes industriais normalmente podem ser agrupados em três categorias principais: óleos e gorduras; poluentes orgânicos, como hidrocarbonetos e poluentes inorgânicos, incluindo amónia, nitrogénio, fósforo, outros sais e metais pesados. O tratamento eficaz dos efluentes é fundamental para o equilíbrio de nutrientes e a manutenção da estabilidade dos ecossistemas.

O tratamento de efluentes numa refinaria inclui processos de separação física, química e biológica. Este conjunto de medidas e técnicas encontra-se detalhado no documento de referência das Melhores Técnicas Disponíveis, BREF, "*Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector*", publicado pela Comissão Europeia em 2016 [11].

Neste documento, destaca-se uma primeira etapa de tratamento de efluentes industriais e pluviais, baseada na separação física de sólidos suspensos e líquidos imiscíveis da corrente principal. Esta separação inicial é crucial para evitar entupimentos, danos em equipamentos e permitir a remoção de óleos livres numa fase inicial do processo.

A primeira fase visa reduzir a carga inicial de impurezas e é dividida em processos mecânicos e físico-químicos. Esta etapa inicial, predominantemente física, envolve a

separação gravítica, que se baseia na diferença de densidade entre os componentes e nas diferentes velocidades de sedimentação e suspensão. Os separadores gravíticos, como os do tipo API, *Parallel Plate Interceptor* PPI e CPI são amplamente utilizados para remover a maior parte dos óleos livres e sólidos suspensos. Contudo, após esta separação inicial, é frequentemente necessária a quebra de óleos emulsionados através da adição de químicos, como coagulantes e floculantes, para otimizar a remoção de poluentes nos estágios seguintes.

As seguintes etapas do tratamento convencional de efluente industrial incluem processos de flotação por ar dissolvido, onde o ar pressurizado é utilizado para aumentar a flutuabilidade das pequenas partículas oleosas, facilitando a sua separação. Este processo cria uma camada entre o óleo e a água que permite que as partículas menores migrem para a superfície do efluente, tornando possível a sua remoção. Devido à complexidade do efluente industrial, as etapas de pré-tratamento não são suficientes para atingir os níveis de pureza exigidos. Por isso, numa fase subsequente, implementam-se processos de separação química, onde a remoção de óleos e gorduras ocorre através de coagulação e floculação. Este processo envolve a adição de coagulantes e floculantes, que são polieletrólitos ou polímeros orgânicos sintéticos de elevado peso molecular. Estes produtos químicos facilitam a formação de flocos que sedimentam mais facilmente, promovendo a aglomeração de partículas no efluente. Esta etapa pode remover cerca de 80% dos óleos e gorduras emulsionados [12], preparando o efluente para tratamentos biológicos subsequentes, embora não elimine completamente todos os poluentes orgânicos [12].

Na fase final do tratamento de efluentes industriais, recorre-se ao tratamento biológico, que utiliza processos baseados na atividade microbiana para degradar poluentes orgânicos. Estes tratamentos podem incluir o uso de membranas, filtros, adsorventes ou lamas ativadas. Os processos biológicos são frequentemente subdivididos em tratamentos aeróbios e anaeróbios, com base na disponibilidade de oxigénio. Os tratamentos aeróbios são comuns na indústria petrolífera devido ao equilíbrio entre a facilidade de operação e uma taxa de crescimento microbiano mais elevada. Em contrapartida, os processos anaeróbios, embora mais complexos, apresentam uma eficiência de remoção muito alta, convertendo a matéria orgânica em dióxido de carbono (CO_2), metano (CH_4) e lamas. [12]

Após a fase de tratamento biológico existem ainda, num sistema de tratamento de águas residuais industriais completo, uma etapa dedicada ao tratamento terciário, onde através de etapas de filtração e tratamentos através de lamas ativadas são

removidos alguns nutrientes ainda presentes no efluente, enquanto que numa última fase, uma fase de afinação complementar são corrigidos alguns parâmetros como pH, turbidez ou níveis finais de nutrientes [12], que garante que a água tratada esteja em conformidade com os padrões finais de qualidade e possa ser reutilizada ou descartada de forma segura.



Figura 6: Esquema simplificado das etapas tratamento de efluente industrial

2.1.1 Classificação dos óleos presentes nos Efluentes de uma Refinaria

A presença de óleo nos efluentes industriais é um problema significativo, sobretudo na indústria petrolífera, onde a gestão de contaminantes oleosos continua a ser um desafio exigente, tanto do ponto de vista ambiental como económico. Dada a importância deste tema, torna-se crucial compreender os diferentes tipos de óleos presentes nos efluentes industriais e identificar as técnicas mais eficazes para a sua remoção [15].

Os óleos presentes nos efluentes industriais podem ser classificados de acordo com a sua origem, composição e natureza. Dentro desta classificação, destacam-se três tipos principais de óleo: óleos livres, óleos emulsionados e óleos dissolvidos, cada um exigindo abordagens específicas para o seu tratamento [15].

2.1.2 Óleos Livres

Os óleos livres são o tipo mais predominante nos efluentes industriais [15]. Estes são geralmente visíveis a olho nu e consistem em partículas de dimensões variáveis

que tendem a flutuar na superfície da água [15]. Encontra-se no seu estado natural, sendo hidrofóbicos e formando uma camada separada da água, ou dispersos, dependendo da partição das partículas [14]. Quanto maior for o tamanho da partícula, mais rapidamente estas ascendem à superfície, o que facilita a sua remoção por processos físicos, como a separação gravítica. [15]

2.1.3 Óleos Emulsionados

Os óleos emulsionados, por sua vez, apresentam partículas de dimensões mais reduzidas e estão dispersos na água em forma de emulsões estáveis ou instáveis [15]. As emulsões estáveis requerem a adição de substâncias químicas, como coagulantes ou floculantes, para facilitar a separação do óleo da fase aquosa, uma vez que não podem ser removidas por processos gravíticos devido ao tamanho das partículas [14,15]. Em emulsões instáveis, o óleo pode coalescer ao longo do tempo, permitindo a sua separação mais fácil através de métodos físicos [15].

2.1.4 Óleos Dissolvidos

Os óleos dissolvidos estão presentes em quantidades vestigiais nos efluentes, o que dificulta a sua deteção e quantificação [15]. Estes óleos, devido à sua natureza molecular, não podem ser removidos por métodos convencionais de separação física [14]. A remoção eficiente de óleos dissolvidos requer o uso de técnicas mais avançadas, como o tratamento biológico, adsorção por carvão ativado ou outras tecnologias aplicadas nas fases avançadas do processo de tratamento de efluentes [15].

2.2 Métodos de Separação

Os separadores de efluentes podem ser classificados em dois tipos principais: com compartimentos internos e sem compartimentos internos, diferenciando-se em termos de método de separação, dimensões e eficiência. Os separadores gravíticos foram os primeiros a ser amplamente utilizados na indústria petrolífera, baseando-se no princípio da separação por gravidade, que se fundamenta nas diferenças de densidade

entre os compostos para promover a separação das fases [16]. Estes separadores geralmente surgem sob a forma de tanques de sedimentação ou separadores de pratos, nos quais a eficiência de remoção é influenciada por fatores como a velocidade de ascensão das partículas, o fluxo de caudal e o tempo de residência do efluente.

Os separadores gravíticos convencionais são, na sua maioria, equipamentos retangulares em que o caudal do efluente segue num percurso horizontal. Este tipo de equipamento foi amplamente padronizado pela API, sendo frequentemente referido como "Separador API". A eficiência de remoção destes separadores depende da velocidade de ascensão das partículas oleosas, que é influenciada pela diferença de densidade entre o óleo e a água, bem como pelo fluxo de caudal. Nesses sistemas, o tempo de residência do efluente é calculado de forma a garantir a separação eficiente das fases, com base no comportamento das partículas segundo a Lei de *Stokes*. No entanto, fatores como a velocidade excessiva do caudal, turbulência no tanque e uma distribuição desnivelada podem reduzir a eficiência da separação.

Nos tanques de sedimentação, o processo de separação inicia-se quando o efluente, com pouco ou nenhum gás, entra no equipamento e é direcionado por um desviador, que distribui o líquido para a interface óleo-água. A partir desse ponto, a fase aquosa segue para a zona de saída do efluente, enquanto o óleo é "lavado" e conduzido para uma escumadeira [17]. A separação aqui é realizada predominantemente por força gravítica, com base na Lei de *Stokes*, que define que as partículas oleosas sobem de forma perpendicular ao fluido em função da sua velocidade de ascensão [14,15,19,20]. Para garantir uma separação eficiente, o efluente deve permanecer no tanque durante tempo suficiente para permitir a separação das partículas oleosas na forma de fluxo laminar [15].

Nos separadores de pratos, além do princípio da gravidade, atua também o princípio da coalescência [14]. Nestes equipamentos, o efluente entra horizontalmente e entra em contacto com uma área de coalescência, onde as gotículas de óleo se unem para formar partículas maiores, que ascendem de forma mais eficiente. Ao mesmo tempo, partículas sólidas mais densas tendem a mover-se para o fundo do separador [14]. Neste tipo de separadores, a distribuição hidráulica ao longo de toda a área transversal é fundamental para otimizar a utilização da área de coalescência, evitando a subutilização e garantindo que o fluxo se mantenha laminar. Além disso, é crucial ajustar a geometria dos pratos e os ângulos de inclinação para maximizar a eficiência do processo [14].

Uma distinção importante entre os tipos de separadores é a sua orientação, que pode ser horizontal ou vertical [13]. Os separadores horizontais são geralmente mais eficientes na remoção de óleos, pois, ao contrário dos verticais, as partículas não precisam de se mover contra o fluxo do fluido, o que minimiza o risco de reentradas e remisturas [13]. A separação horizontal também favorece uma maior eficiência, ao proporcionar mais espaço para que as partículas oleosas ascendam sem interferência, maximizando a separação entre as fases [13].

2.3 Separador API

Os separadores gravíticos convencionais, frequentemente referidos como Separadores API, são equipamentos longos e retangulares [13,14,15], geralmente de grandes dimensões. Estes separadores promovem um fluxo laminar no efluente, o que é essencial para uma separação eficiente dos contaminantes [12,13]. Baseiam-se nos princípios da gravidade e na Lei de *Stokes*, que descreve a separação de partículas com base na diferença de densidade entre dois líquidos imiscíveis, permitindo que um ascenda em relação ao outro [13-15,18-20].

Estes separadores utilizam monogramas do *American Petroleum Institute* para o dimensionamento e cálculo de eficiência, sendo capazes de remover partículas sólidas e lidar com situações de *upset* operacional [14], como variações súbitas no caudal ou composição do efluente. Para a remoção das partículas oleosas que ascendem à superfície, o separador deve estar equipado com uma escumadeira ou *skimmer*, que as direciona para um compartimento específico destinado ao óleo recuperado [13,14].

A remoção de sólidos, especialmente de maiores dimensões, é facilitada por compartimentos apropriados na parte inferior do separador, evitando a acumulação de resíduos e mantendo o volume útil do equipamento. Frequentemente, utiliza-se uma raspadora de lamas no fundo do separador [14], que auxilia na remoção eficaz dos sólidos sedimentados, prevenindo entupimentos e garantindo o bom funcionamento contínuo do sistema.

Apesar da sua simplicidade e efetividade financeira, os separadores gravíticos convencionais apresentam limitações na remoção de partículas menores e óleos emulsionados [13]. Eles são eficazes na separação de partículas com dimensões de cerca de 150 micrómetros [14,15,19,20], mas a sua eficiência reduz-se significativamente para partículas menores ou emulsões estáveis, que exigem técnicas de separação mais avançadas, como a coalescência ou métodos físico-químicos adicionais.

2.4 Separador CPI

Os separadores CPI são uma forma comum dentro da categoria de separadores com pratos paralelos, conhecidos como PPI [22, 23]. Estes separadores utilizam uma série de pratos corrugados para aumentar a área de contacto, promovendo a coalescência das partículas oleosas [13, 14, 22, 24, 19] e a sedimentação de sólidos, permitindo assim uma remoção mais eficiente de partículas de dimensões reduzidas [13]. A presença dos pratos reduz a possibilidade de remistura [24], enquanto o pequeno espaçamento entre eles mantém o fluxo laminar, minimizando a formação de turbulência no interior do equipamento [13].

Tal como nos separadores API, a eficiência de remoção de partículas nos separadores CPI depende de fatores como a velocidade de ascensão das partículas [24-26], descrita pela Lei de *Stokes* [14,15,18,19, 25-27] e do caudal de entrada [27]. A adição de pratos corrugados melhora a coalescência, forçando o óleo a percorrer distâncias menores, o que aumenta a eficiência de remoção em menor espaço [14,23,27], superando a desvantagem dos separadores API [24], que requerem maiores volumes de equipamento para alcançar o mesmo nível de eficiência [25].

Os separadores CPI apresentam também forma retangular [27], mas a sua eficiência também depende de outros fatores, como a variação do ângulo, o espaçamento entre os pratos, e a direção do fluxo [15,23]. O fluxo pode ser configurado como *upflow*, *crossflow* ou *downflow* [22], sendo que, em operações típicas, uma carga de efluente inicial de 3000 mg/L de óleo pode ser reduzida para 50 mg/L após o processo de separação [22].

Em relação ao ângulo dos pratos, este varia normalmente entre 45° e 60° [24,15,18,19], com ângulos superiores mostrando-se mais eficazes na remoção de sólidos de maiores dimensões [24,18]. Pratos dispostos horizontalmente, sem inclinação, apesar de já terem sido muito utilizados e aumentarem a eficiência da separação quando comparado a um cenário de ausência de pratos, necessitam de uma maior periodicidade de manutenção [22], podendo apresentar um risco elevado de entupimento [4], sendo que pratos inclinados melhoram a eficiência da separação[4].

Os separadores CPI são capazes de remover partículas menores, entre 30 micrómetros e 60 micrómetros [14,18-20], sendo que para partículas de dimensões inferiores a eficiência começa a diminuir [24]. Quanto ao espaçamento entre os pratos, quanto maior for esta distância, maior será o caudal hidráulico, embora isso possa reduzir a

velocidade do fluxo. No entanto, o espaçamento mais reduzido entre os pratos melhora a separação, sem influenciar diretamente o número de Reynolds, uma vez que diferentes variáveis se equilibram proporcionalmente [15]. A curvatura de corrugação dos pratos, por outro lado, não influencia significativamente a eficiência de separação [25].

Para evitar reentradas e remisturas, é aconselhável que as partículas separadas sigam um trajeto que faça um ângulo de 90° em relação à direção do fluxo [15], o que torna o fluxo *crossflow* o mais adequado para este tipo de separador [15].

Assim como nos separadores API, o tempo de residência é um fator crítico para a eficiência do processo. Ele deve ser suficiente para que as partículas atinjam os pratos e sejam removidas, respeitando as conclusões da Lei de *Stokes*[14,15,18-20] e o Princípio da Coalescência [14], que estabelece a relação entre a velocidade de ascensão das partículas e a sua separação eficiente.

2.5 Materiais de Construção de Separadores Gravíticos

Os materiais de construção utilizados nos separadores gravíticos impactam significativamente a eficiência, o custo do equipamento e outros fatores, como durabilidade, resistência à corrosão e facilidade de manutenção. A escolha dos materiais é fundamental para garantir o bom desempenho do separador, especialmente considerando as condições operacionais e a composição do efluente.

Os materiais mais típicos para a base de separação, tanto em separadores API quanto CPI, são o aço carbônico e o aço inoxidável [22,24]. O aço carbônico é amplamente utilizado por ser mais acessível e ter boa resistência mecânica; no entanto, é suscetível à corrosão, exigindo frequentemente revestimentos protetores, como a aplicação de pintura epóxi [22]. Já o aço inoxidável oferece uma excelente resistência à corrosão e tem maior durabilidade, exigindo menos manutenção com um custo inicial significativamente mais alto. Além da base de separação, as escumadeiras, que removem a camada superficial de óleo, também costumam ser fabricadas em aço carbônico ou inoxidável, dependendo da necessidade de resistência à corrosão [22].

Nos separadores CPI, os pratos internos, que auxiliam na separação das partículas, podem ser fabricados a partir de diversos materiais, como Cloreto de Polivinil Clorado, CPVC, Policloreto de Vinil, PVC, Polipropileno, PP, fibra de vidro [22,14,15],

aço carbônico, aço galvanizado ou aço inoxidável [22]. Cada material apresenta características específicas que influenciam a escolha de acordo com o ambiente de operação.

Os pratos de aço carbônico, assim como a estrutura do separador, geralmente precisam de ser revestidos por pintura epóxi [24] para garantir maior proteção contra a corrosão. A pintura epóxi não só cria uma camada adicional de resistência, mas também proporciona uma superfície lisa e menos aderente, facilitando a remoção do óleo acumulado [24]. Essa característica é particularmente importante em separadores gravíticos, onde a presença de óleo pode afetar negativamente o desempenho do equipamento, promovendo uma operação mais eficiente ao minimizar a sua acumulação indesejada nas superfícies internas.

A seleção do material dos pratos e da estrutura do separador depende de vários fatores, como a composição do efluente, a temperatura de operação e o custo. O custo é um fator determinante, já que materiais mais resistentes, como o aço inoxidável [24], têm um custo inicial maior, mas oferecem benefícios a longo prazo devido à sua durabilidade e menor necessidade de manutenção.

2.6 Dimensionamentos

2.6.1 Dimensionamento API

O ponto de partida para o dimensionamento de um separador gravítico API é considerar uma base retangular [14,15,13,28], que permite um fluxo horizontal uniforme [28], com uma distribuição homogênea de partículas no efluente. O princípio básico é que, à medida que as partículas são separadas, elas permanecem no mesmo local até serem removidas, sem se misturarem novamente com o fluxo de água [27].

O dimensionamento destes equipamentos baseia-se no caudal de entrada e na concentração de óleos no efluente [16]. Dois métodos principais são utilizados no cálculo da eficiência de separação e no dimensionamento [17]: a teoria da sedimentação, baseada na Lei de *Stokes*, que determina a velocidade de ascensão das partículas num fluido viscoso, e a teoria do tempo de residência [17]. Segundo o método *Arnold-Stewart*, o tempo de residência ideal deve situar-se entre 3 e 30 minutos [16], o que permite relacionar o caudal com a geometria do equipamento, garantindo que as partículas têm tempo suficiente para ascender à superfície [15].

O cálculo da capacidade mínima do equipamento [16], bem como a concentração da carga oleosa, pode ser determinado através do coeficiente da fase dispersa, já que a velocidade de ascensão de uma partícula depende da viscosidade do fluido [16]. No entanto, com o avanço do processo de separação, ocorre uma transição de emulsões óleo-água para emulsões água-óleo [16], e este coeficiente não deve ser utilizado para limitar a capacidade do separador, uma vez que a velocidade de ascensão não influencia diretamente os métodos de dimensionamento convencionais [16].

Apesar de o método convencional de dimensionamento de separadores API se basear no modelo API 421 [16], que determina as dimensões mínimas necessárias, existem outras metodologias muito utilizadas como o método *Arnold-Stewart* [16], que tem em consideração não apenas o caudal de entrada, mas também a viscosidade do efluente.

Apesar de existirem estes modelos de dimensionamento, foram desenvolvidos métodos mais recentes, conhecidos como métodos Novel [28], surgiram como alternativas inovadoras para o dimensionamento de separadores gravíticos. Esses métodos, baseados em princípios gerais estabelecidos pelos critérios API, oferecem uma abordagem mais eficiente na separação de óleos, adequando-se às necessidades contemporâneas da indústria [28].

2.6.2 Dimensionamento CPI

O dimensionamento dos separadores CPI, no que diz respeito às dimensões base, utiliza também o modelo API 421 como referência para definir as dimensões mínimas [28]. No entanto, no caso dos separadores CPI, é necessário considerar uma série de fatores adicionais para garantir uma separação eficiente.

Entre os fatores determinantes, destaca-se o número de pratos no separador [4], que influencia diretamente a área de contacto disponível para promover a coalescência das partículas oleosas. A área ocupada pelos pratos, bem como a sua inclinação e espaçamento, são também aspetos críticos para o bom funcionamento do separador. A inclinação dos pratos geralmente varia entre 45° e 60° [15,18,24]. Porém o ângulo ideal para inclinação dos pratos do separador CPI é considerado 55° [15], este ângulo encontra-se sempre superior ao ângulo de repouso, evitando que as partículas fiquem presas, entupindo o equipamento [14].

Já o espaçamento entre os pratos deve ser tal que promova um fluxo laminar, prevenindo a turbulência e maximizando a eficiência de separação[15]. Um

espaçamento maior pode reduzir a velocidade do fluxo, mas não comprometer necessariamente a separação, outras variáveis, como o tempo de residência e a inclinação dos pratos, podem contribuir para a eficiência do processo [15].

Além disso, o tempo de residência deve ser suficientemente longo para que as partículas atinjam os pratos e sejam removidas [17]. Este tempo é calculado de acordo com a Lei de *Stokes*, tal como nos separadores API, assegurando que as partículas tenham tempo adequado para ascender e coalescer.

2.6.3 Sobredimensionamento

O sobredimensionamento de equipamentos de separação pode prejudicar o desempenho do sistema, levando a tempos de residência excessivos, que comprometem a eficiência do processo. Considerando um caudal constante, um equipamento maior implica um tempo de residência mais longo. Embora isso possa parecer benéfico à primeira vista, na prática, pode resultar na acumulação excessiva de sólidos, dificultando a manutenção e operação do separador.

Além disso, o aumento no volume do equipamento implica um aumento do peso estrutural e dos custos associados, o que afeta a viabilidade económica do sistema. Também pode provocar efeitos adversos a jusante no processo de tratamento de efluentes, onde o risco de remistura entre água e óleo aumenta, reduzindo a eficiência global da separação.

Para otimizar o desempenho do equipamento, uma abordagem mais eficaz é ajustar a configuração das tubagens de forma a garantir uma distribuição uniforme do efluente dentro do separador. Estas práticas ajudam a evitar turbulências e zonas de estagnação que prejudicam a eficiência da separação. Além disso, ao dimensionar um separador, é essencial considerar não só o tamanho do equipamento, mas também a percentagem de área dedicada ao processo de separação, para evitar fluxos irregulares que possam resultar em remisturas.

A melhoria da eficiência de um separador pode ser alcançada por meio de um projeto otimizado, que equilibre dimensões adequadas com o caudal e o tempo de residência, sem recorrer ao sobredimensionamento, que frequentemente traz mais desvantagens do que benefícios [29,30].

2.7 Avaliação Económica

A avaliação económica de um projeto é fundamental para avaliar a sua viabilidade financeira. Neste contexto, a estimativa do custo do equipamento base é um dos elementos mais importantes para determinar o investimento inicial necessário.

2.7.1 Estimativa de Custo do Equipamento Base

Para se proceder a uma análise económica de um projeto o cálculo de *Capital Expenditure*, CAPEX, e *Operational Expenditure*, OPEX é essencial. O CAPEX refere-se aos custos iniciais de investimento, incluindo a compra de equipamentos e infraestrutura, enquanto o OPEX diz respeito às despesas contínuas de operação e manutenção do projeto.

No cálculo do CAPEX, é necessário, primeiramente, estimar o custo do equipamento base. Essa estimativa pode ser feita utilizando como referência um equipamento que tenha sido construído com materiais semelhantes e que opere em condições similares. Para ajustar o custo do equipamento às condições de operação pretendidas, relaciona-se o custo do equipamento de referência com a capacidade operacional desejada, estabelecendo uma proporcionalidade entre o custo e a capacidade, tendo em conta o expoente de custo [30]. Este expoente, que geralmente varia entre 0,4 e 0,8, expressa a forma como o custo do equipamento escala com a capacidade, de modo a que um aumento na capacidade não resulte necessariamente num aumento linear do custo.

Apesar de uma regra comum, relativa ao expoente custo, ser a regra dos 6 décimos, que indica que, para muitas indústrias, o custo de um equipamento aumenta em função da capacidade elevada a um expoente de 0,6, em processos petroquímicas é comumente utilizado o expoente de 0,7 [31,32].

$$\frac{C1}{C2} = \left(\frac{A1}{A2}\right)^n \quad (2.1)$$

C1, Custo do equipamento 1, €
 C2, Custo do equipamento 2, €
 A1, Capacidade do equipamento 1, m³/h
 A2, Capacidade do equipamento, m³/h

Quando o custo do equipamento de referência é de um horizonte temporal anterior, é preciso atualizá-lo para refletir a inflação e as variações de preços ao longo do tempo [31,32].

$$\frac{C_{anoA}}{C_{anoB}} = \frac{I_{anoA}}{I_{anoB}} \quad (2.2)$$

C_{anoA}, Custo do ano A, €
 C_{anoB}, Custo do ano B, €
 I_{anoA}, Índice do ano A
 I_{anoB}, Índice do ano B

Para isso, são utilizados índices de correção, como o CEPCI, *Chemical Engineering Plant Cost Index*, o M&S, *Marshall & Swift Equipment Cost Index*, o NFCI, *Nelson-Farrar Cost Index*, e o ENR, *Engineering News Record Construction Index* [33].

O índice CEPCI, é focado na indústria química e reflete as mudanças nos custos de instalações em processos químicos, enquanto que, o NFCI é específico para a indústria de refinação e petroquímica. Embora útil neste contexto, a sua aplicabilidade é mais restrita fora do âmbito de refinarias, o que o torna menos relevante em projetos mais diversos mesmo que dentro da indústria de petróleo. O ENR é focado principalmente em grandes projetos de construção e infraestrutura [33].

Já o índice M&S abrange uma vasta gama de indústrias, incluindo a de petróleo e gás, sendo amplamente utilizado devido à sua abrangência, flexibilidade e precisão, adapta-se a diferentes condições operacionais e materiais, proporcionando uma visão mais ampla dos custos envolvidos e, por isso, é frequentemente a escolha preferida em comparação com outros índices [31,33], incluindo o NFCI que é mais limitado a contextos específicos de refinaria.

Além do custo do equipamento base, é frequentemente necessário prever o custo da unidade totalmente instalada e funcional [31,34]. O *Bare Module* (BM) é um

método utilizado que calcula o custo total da instalação multiplicando o custo base do equipamento por fatores estimados, apresentando-se como um método complementar ao método dos fatores para situações em que seja necessário estimar não só o custo do equipamento base, mas também o custo da sua instalação completa. Este método apresenta um valor que engloba a participação de fatores percentuais relativos a tubagens, instalações elétricas e isolamento térmico, entre outros, que façam parte da instalação completa.

Para cada módulo de equipamento, é aplicado um fator de trabalho e material (L+M*), o qual varia conforme o tipo de material utilizado, e cobre todos os recursos necessários para a instalação. Para certos equipamentos, como um separador gravítico API, utiliza-se o método do Modelo Físico, PM, que representa o custo de instalação completo, incluindo o equipamento base, trabalho, materiais e instrumentação. Esse custo exclui despesas de campo, contingências e custos indiretos, como os de projeto, fiscalização, empreitada e provisões para imprevistos [34].

2.7.2 Estimativa de Custos Diretos e Indiretos

Dentro do cálculo de investimento fixo, os custos são divididos em custos diretos e indiretos. Existem vários métodos utilizados para calcular esses custos, entre os quais se destacam o Método de Lang, Lang Melhorado, a Regra de Williams, o Método de Custos Iniciais e o Método do Coeficiente de Rotação de Capital [31].

O Método de Lang é muito utilizado para estimar o custo total de uma planta multiplicando o custo do equipamento principal por um fator específico fixo, com base no tipo de processo, tendo um melhoramento desse método associado, o Método de Lang Melhorado, que se traduz numa versão atualizada, que ajusta melhor as variações de *design* e complexidade de diferentes processos [31].

A Regra de Williams, método também utilizado em cálculos de investimento, simplifica a estimativa ao utilizar uma relação direta entre o custo de equipamento e o custo total do projeto, apresentando uma forte dependência de dados históricos representativos. Outro método utilizado, o Método de Custos Iniciais baseia-se numa avaliação inicial do custo de equipamentos e instalações, acrescentando fatores para outros custos diretos e indiretos. Já o Método do Coeficiente de Rotação de Capital utiliza a rotatividade de capital como base para estimar os custos de construção, mantendo uma relação com a produtividade esperada do projeto [31].

Entre esses métodos, o Método dos Fatores destaca-se por ser amplamente utilizado em estudos de estimativa preliminar, devido à sua flexibilidade e capacidade de adaptação a diferentes tipos de projetos [31]. Ele estima o investimento fixo com base em percentagens que se adaptam, representadas na Tabela 2 [31], considerando o tipo de processo, a complexidade do *design*, os materiais necessários e a localização do investimento. O método é utilizado em muitos casos, especialmente em projetos industriais, como na indústria de petróleo e gás, porque, apesar de uma margem de erro associada, oferece uma estimativa sólida e confiável em estágios iniciais do projeto, onde os dados detalhados podem ser limitados.

Tabela 2: Percentagens de custos diretos e indiretos

	%
Custos Diretos	
Montagem	35-45
Tubagens	65
Utilidades e Serviços	30-80
Controlo e Manutenção	5-30
Edifícios	30-70
Terreno	-
Instalações elétricas	10-15
Isolamentos Térmicos	8-10
Custos Indiretos	
Projeto ou Fiscalização	30
Despesas Empreitada	30
Provisão para Imprevistos	10-20

Além disso, permite ajustar os custos com base em diferentes fatores que influenciam o projeto, como a tecnologia empregada, a escala e o ambiente de operação, associando percentagens adequadas e ajustadas às circunstâncias.

$$C_n = \sum E + [\sum (f1 \times E + f2 \times E + f3 \times E \dots)] \times (fI) \quad (2.3)$$

C_n , Custo da implementação, €
 E , Custo do equipamento base, €
 f , Custos diretos, €
 fI , Custos indiretos, €

MATERIAIS E MÉTODOS

3.1 Caudal e Concentração de Matéria Oleosa

Para os cálculos de dimensionamento elaborados neste estudo, foram recolhidas amostras ao longo de um período de 1 ano, compreendido entre 1 de março de 2023 e 1 de março de 2024, garantindo assim a utilização de dados atualizados e representativos para o cálculo do dimensionamento dos separadores.

As amostras incluíram medições de caudal e concentração de matéria oleosa nos efluentes direcionados para o separador gravítico OP-V11. Amostras de períodos anteriores a este intervalo não foram consideradas, uma vez que o OP-V11 esteve fora de operação por 4 anos devido a intervenções. Durante esse período, as amostras eram recolhidas de forma escassa e irregular, não representando adequadamente o comportamento do separador, o que comprometeria a precisão dos cálculos.

O caudal considerado foi determinado utilizando o método IQR. O IQR é uma técnica utilizada para a deteção de *outliers* em conjuntos de dados distribuídos de forma contínua [26,28]. Baseia-se na diferença entre o terceiro quartil, Q3, e o primeiro quartil, Q1. O primeiro quartil é o ponto abaixo do qual se encontram 25% dos dados, enquanto o terceiro quartil é o ponto abaixo do qual se encontram 75% dos dados. Assim, o IQR representa a faixa em que 50% dos dados centrais estão distribuídos.

$$\text{IQR} = \text{Q3} - \text{Q1} \quad (3.1)$$

É particularmente eficaz para lidar com dados de alta variabilidade [35,36], como são o caso do caudal e concentrações oleosas da Refinaria de Sines, pois é menos sensível a valores extremos que poderiam distorcer a análise [35,36]. Para construir um gráfico *boxplot*, que fornece uma representação gráfica.

Para isso, foi construído um gráfico *boxplot*, que fornece uma representação gráfica dos intervalos interquartis, os dados são divididos em quartis, resultando em quatro partes iguais: o primeiro quartil, o segundo quartil, Q2, que representa a mediana, e o terceiro quartil Q3. O método IQR, com um fator de multiplicação de 1,5, permite uma abordagem consistente para identificar e excluir *outliers*, ajustando a análise para refletir melhor as condições normais de operação.

$$\text{Limite Superior} = Q3 + 1.5 \times \text{IQR} \quad (3.2)$$

$$\text{Limite Inferior} = Q1 - 1.5 \times \text{IQR} \quad (3.3)$$

Além disso, para considerar a matéria oleosa envolvida, foram exportados dados relativos à sua concentração do sistema *Laboratory Information Management System for Sample Manager*, LIMS, provenientes de recolhas de amostras diárias, conforme um plano de amostras. Para a obtenção do valor de concentração oleosa utilizada para o dimensionamento dos separadores gravíticos foi também utilizado o método *Interquartile Range*, IQR explicado anteriormente.

3.2 Dimensionamento Separador Gravítico

3.2.1 Dimensionamento Separador Gravítico API

Para o dimensionamento de um separador gravítico API, partimos do pressuposto de uma base retangular, considerando as seguintes condições [27]:

- Fluxo horizontal uniforme
- Distribuição uniforme de partículas
- As partículas, uma vez separadas, permanecem na mesma posição

Após o cálculo do caudal de entrada e da consideração da concentração de matéria oleosa, é necessário recorrer à Lei de *Stokes* [14,15,18-20], que descreve a velocidade de ascensão de uma partícula esférica num fluido, ou seja, a velocidade com que as partículas de óleo se deslocam verticalmente no fluido, expressa pela seguinte equação [14,15,18-20]:

$$v_t = \frac{g}{18\mu} \times (\rho_w - \rho_o) \times d^2 \quad (3.4)$$

v_t é a velocidade terminal, m/s
 g é a aceleração gravitacional, m/s²
 μ é a viscosidade do fluido, Pa·s
 ρ_w é a densidade da fase aquosa, kg/m³
 ρ_o é a densidade da fase oleosa, kg/m³
 d é o diâmetro das partículas oleosas, m

Este cálculo permite compreender como a viscosidade das emulsões afeta a velocidade de separação, para o cálculo desta velocidade foram assumidos da literatura apresentados na Tabela 3 [14,15,19, 37, 38] .

Tabela 3: valores da literatura para o cálculo de v_t em separador API

v_t	
ρ_w	997 kg/m ³
ρ_o	850 kg/m ³
g	9,8 m/s ²
d	150×10 ⁻⁶ m

Para entender melhor o impacto da fase dispersa, gotículas de óleo no efluente, calcula-se o coeficiente da fase dispersa, θ , que representa a fração volumétrica ocupada pelo óleo em relação ao total do efluente. O valor de θ é importante porque

concentrações mais altas de óleo podem aumentar a viscosidade da mistura, reduzindo a velocidade de separação [16,26]. Os valores considerados da literatura para o cálculo deste coeficiente são apresentados na Tabela 4 [37-39].

$$\theta = \frac{V'_L}{V'_H} \times \left(\frac{\rho'_L \times \mu'_H}{\rho'_H \times \mu'_L} \right)^{0,3} \quad (3.5)$$

V'_L é o caudal volumétrico da fase leve, m³/h
 V'_H é o caudal volumétrico da fase pesada, m³/h
 ρ_L é a densidade da fase leve, kg/m³
 ρ_H é a densidade da fase pesada, kg/m³
 μ_L é a viscosidade da fase leve, cP
 μ_H é a viscosidade da fase pesada, cP

Tabela 4: Valores da Literatura para o cálculo de θ

θ	
ρ'_L	850 kg/m ³
ρ'_H	997 kg/m ³
μ'_L	0,96 cP
μ'_H	13 cP

Para o cálculo das dimensões do separador API, assume-se inicialmente um valor para a altura do equipamento, D , e, de acordo com as condições API necessárias para o correto dimensionamento, as seguintes relações entre D , W , largura do separador e L , comprimento do separador, são observadas [14, 18, 20]:

- $v_h \leq 15v_t$
- $1 \leq D \leq 2,4$
- $0,3 \leq \frac{D}{W} \leq 0,5$
- $1,8 \leq W \leq 6$
- $1 \leq \frac{L}{W} \leq 5$

Após assumir um valor adequado para D , calcula-se a largura do separador, W , por interpolação segundo uma Tabela pré-definida com as dimensões convencionais de separadores API, utilizada pelo método Novel [28].

A equação de interpolação utilizada é:

$$y = y_0 + (y_1 - y_0) \times \frac{(x - x_0)}{(x_1 - x_0)} \quad (3.6)$$

Depois de obtidos os valores de D e W, calcula-se a velocidade horizontal do efluente, v_h , utilizando a equação [28]:

$$v_h = \frac{Q_i}{D \times W} \quad (3.7)$$

v_h é a velocidade horizontal m/h
 Q_i é o caudal de entrada, m³/h
 D é a profundidade, m
 W é a largura, m

O cálculo da área transversal mínima, A_c , que é a área da secção através da qual o efluente flui, é baseado na equação [18]

$$A_c = \frac{Q_i}{v_h} \quad (3.8)$$

Q_i é o caudal de entrada, m³/h
 v_h é a velocidade horizontal, m/h

Para determinar o tempo de ascensão, T_s , necessário para a separação eficiente das partículas, considera-se a altura do separador e a velocidade de ascensão das partículas [28]:

$$T_s = \frac{D}{v_t} \quad (3.9)$$

T_s é o tempo de ascensão, min
 D é a profundidade, m
 v_t é a velocidade de ascensão, m/min

O comprimento teórico do separador, $L1$, é calculado com base nas condições de dimensionamento de um separador API, assegurando-se que a relação $\frac{L}{W}$ se encontra entre 1 e 5. Para ajustar o cálculo à realidade operacional, é necessário aplicar um fator de turbulência, F , que corrige o comprimento teórico para considerar os efeitos de distúrbios no fluxo [18,28]:

$$L = L1 \times F \quad (3.10)$$

Assim, o volume do separador é dado por:

$$V = D \times W \times L \quad (3.11)$$

V é o volume do separador, m³
 D é a profundidade, m
 W é a largura, m
 L é o comprimento, m

O tempo de residência real, considerando o *design* final, é obtido pela equação [28]:

$$Tr = \frac{V}{Qi} \quad (3.12)$$

Tr é o tempo de residência, min

V , volume do separador, m³
 Q_i é o caudal de entrada, m³/h

A eficiência de separação do separador é estimada com base na equação:

$$E(\%) = \frac{Q_i \times C_i}{(Q_i \times C_i) - (Q_f \times C_f)} \times 100 \quad (3.13)$$

E é a eficiência do separador, %
 C_i é o concentração de matéria oleosa de entrada, mg/l
 C_f é o concentração de matéria oleosa de saída, mg/l
 Q_i é o caudal de entrada, m³/h
 Q_f é o caudal de saída, m³/h

3.2.2 Dimensionamento Separador Gravítico CPI

O dimensionamento de um separador gravítico CPI segue o modelo de dimensionamento de um separador API 421 [14]. Inicialmente, é necessário calcular a velocidade de ascensão das partículas de óleo no efluente representada na equação 3.4, valor determinado pela Lei de *Stokes*, que descreve a velocidade terminal de partículas em suspensão ao considerar a relação entre a força gravitacional e a resistência viscosa do fluido.

Encontram-se na Tabela 5 representados os valores assumidos segundo a literatura para o cálculo da velocidade de ascensão das partículas para o dimensionamento de um separador CPI [14, 18-20, 37, 38].

Tabela 5: Valores da Literatura para o cálculo de v_t em separador CPI

v_t	
ρ_w	997 kg/m ³
ρ_o	850 kg/m ³
g	9,8 m/s ²
d	60×10^{-6} m

De seguida, define-se a velocidade horizontal do fluido, v_h , que deve ser baixa para garantir um fluxo laminar durante o processo de separação. Esta velocidade é obtida a partir do menor valor entre [18]:

- 0,9144 cm/s
- $15 \times v_t$

Para determinar a área transversal mínima do separador, realiza-se o quociente entre o caudal de efluente de entrada e a velocidade horizontal do fluido, representada na equação (3.8). Este cálculo garante que a área projetada seja adequada ao fluxo de efluente, prevenindo o bypass de óleo sem separação adequada:

Para o cálculo das dimensões do separador gravítico, assume-se inicialmente um valor para a altura do equipamento, D , e, de acordo com as condições API 421 necessárias para o correto dimensionamento, as seguintes relações são observadas [14]:

- $1 \leq D \leq 2,4$
- $0,3 \leq \frac{D}{W} \leq 0,5$
- $1,8 \leq W \leq 6$
- $1 \leq \frac{L}{W} \leq 5$

A largura do separador pode então ser calculada utilizando a equação, baseada no caudal de efluente e na velocidade horizontal definida [18].

$$D = \frac{Ac}{W \times n} \quad (3.14)$$

*Ac é a área transversal mínima, m³
D é a profundidade do separador, m
W, é a largura do separador, m
n é o número de canais*

O comprimento do separador é determinado com base na relação entre comprimento e largura, considerando os parâmetros de dimensionamento já mencionados.

Para prevenir e ajustar os efeitos da turbulência no processo de separação, utiliza-se o Gráfico de Correlação para Separadores Gravíticos, conseguido através de um gráfico que relaciona o fator de correção F com a razão entre a velocidade horizontal e a velocidade de ascensão vertical de partículas, de forma a garantir que, mesmo com velocidades horizontais maiores, o separador continua a operar de maneira eficiente. O fator de correção, F , é obtido diretamente desse gráfico e é utilizado para ajustar o volume necessário do separador, considerando as condições de operação, segundo a equação 3.10.

O volume total do separador pode ser calculado multiplicando as dimensões previamente obtidas através da equação 3.11.

Para o dimensionamento dos pratos de coalescência, é essencial considerar o ângulo de inclinação, que otimiza o fluxo de óleo e água e melhora a separação, o espaçamento entre os pratos e o número de Reynolds.

De forma a calcular a velocidade do efluente no interior do separador gravítico, utiliza-se a seguinte equação, onde são considerados os valores presentes na Tabela 6 [15,19]:

$$v_o = \frac{Re \times \mu_e}{s_p \times \rho_e} \quad (3.15)$$

v_o é a velocidade do efluente, m/s
 s_p é o espaçamento entre pratos, m
 ρ_e densidade do efluente, kg/m³
 μ_e é a viscosidade do efluente

Tabela 6: Valores da Literatura para o cálculo de v_o

v_o	
Re	1000
sp	22 mm

A largura e o comprimento efetivo de cada prato são determinados com base nas condições de especificação, sendo que o comprimento de um prato pode ainda ser conseguido através de uma relação com o número de Reynolds, Re [15, 19]:

$$Lp1 = \frac{Re \times \mu_e}{\rho_e \times v_o \times \cos(\alpha)} \quad (3.16)$$

$Lp1$ é o comprimento teórico do prato, m
 Re é o número de Reynolds
 μ_e é a viscosidade do efluente
 ρ_e densidade do efluente, kg/m³
 v_o é a velocidade do efluente, m/s

Após assumir um valor inicial para o comprimento, $Lp1$, e largura de um prato, $Wp1$, é necessário calcular o comprimento e a largura efetivos de cada prato, multiplicando os valores considerados inicialmente pelo ângulo em que os pratos estarão inclinados [40]:

$$Lp = Lp1 \times \cos(\alpha) \quad (3.17)$$

$$Wp = Wp1 \times \cos(\alpha) \quad (3.18)$$

$Lp1$ é o comprimento teórico do prato, m
 $Wp1$ é a largura teórica do prato, m
 Lp é o comprimento do prato, m
 Wp é a largura do prato, m

Os valores iniciais para o comprimento e largura de cada prato, bem como o ângulo de inclinação, são considerados através de folhas de especificação e dados de fornecedores, representados na Tabela 7 [15, 18, 40].

Tabela 7: Valores da Literatura para dimensionar os pratos de coalescência

Pratos de Coalescência		
Lp	2,9	m
Wp	1,4	m
Sp	22	mm
Ep	5	mm
α	55	°
Np	15	pratos

A área efetiva de separação é calculada utilizando a seguinte equação, considerando as dimensões do prato e o ângulo de inclinação assumido [20, 40]:

$$Ae = Lp \times Wp \quad (3.19)$$

Ae é a área de separação efetiva do prato, m²
 Lp é o comprimento do prato, m
 Wp é a largura do prato, m

O número de pratos por pack é definido tendo em conta o caudal de entrada, a velocidade de ascensão das partículas e a área efetiva de cada prato [40].

$$N_{pratos} = \frac{Qi}{vt/Ae} \quad (3.20)$$

Npratos é o número de pratos
 Qi é o caudal de entrada, m³/h
 vt é a velocidade terminal, m/min
 Ae é a área de separação efetiva do prato, m²

A separação eficiente depende, também, do tempo de ascensão, de forma a que as partículas consigam atingir os pratos e coalescer, que pode ser calculado com base no volume total do separador e na velocidade de ascensão das partículas, segundo a equação 3.9 [25].

O tempo de retenção [18, 28], tempo necessário para que ocorra uma separação eficiente de partículas é conseguida relacionando o caudal com o volume do separador, através da equação 3.12.

A eficiência de separação do separador é estimada com base na equação 3.13 [28].

3.3 Avaliação Económica

A avaliação económica de um projeto é fundamental para avaliar a sua viabilidade financeira. Neste contexto, a estimativa do custo do equipamento base é um dos elementos mais importantes para determinar o investimento inicial necessário. Após considerar um equipamento com tipo de material e construção iguais e condições de operação semelhantes, para proceder ao ajustamento do efeito de escala do custo do equipamento utilizado em comparação com o equipamento de referência, é necessário recorrer a um expoente, que expressa como o custo de um equipamento varia em função da sua capacidade [32].

Este expoente permite ajustar a estimativa para refletir as diferenças nas condições operacionais ou nas condições de capacidade em análise, segundo a equação 2.1.

Além disso, para ajustar o efeito do tempo e considerar a inflação, é possível utilizar índices de custo. Esses índices, atualizados periodicamente, refletem as variações no custo de materiais e equipamentos ao longo do tempo, permitindo que o custo do equipamento seja ajustado para condições económicas atuais [18, 19, 29, 36].

Com a aplicação desses índices, é possível obter uma estimativa de custo atualizada, que reflete as flutuações do mercado e a inflação, segundo a equação 2.2 [33,41].

Por fim, uma simulação será realizada com o objetivo de prever as potenciais poupanças associadas à implementação do projeto. Esta simulação permite avaliar de forma detalhada o impacto financeiro do projeto, projetando os benefícios económicos esperados e permitindo uma análise do retorno do investimento .

Neste subcapítulo, serão abordados os métodos utilizados para realizar a simulação e a avaliação económica, incluindo a análise CAPEX-OPEX, a estimativa do custo

de equipamento base, e a simulação que permite prever as poupanças associadas à implementação do projeto.

A simulação foi elaborada com base nas amostras de concentração oleosa retiradas diretamente do separador OP-V11. A partir dessas amostras, foi realizado um balanço de massas que incluiu todos os outros separadores OP-Vs que influenciam a concentração final do efluente que sai da refinaria. Esse balanço de massas foi efetuado com base no método IQR [35,36] mencionado anteriormente, garantindo a consideração dos valores mais representativos e eliminando os *outliers*. Na figura 6 estão assinalados a verde os órgãos dos quais são utilizados valores de amostras diários, a laranja os órgãos que contribuem para a simulação através de balanços mássicos pelo método do IQR e a cinzento o último ponto de amostragem para um balanço económico.

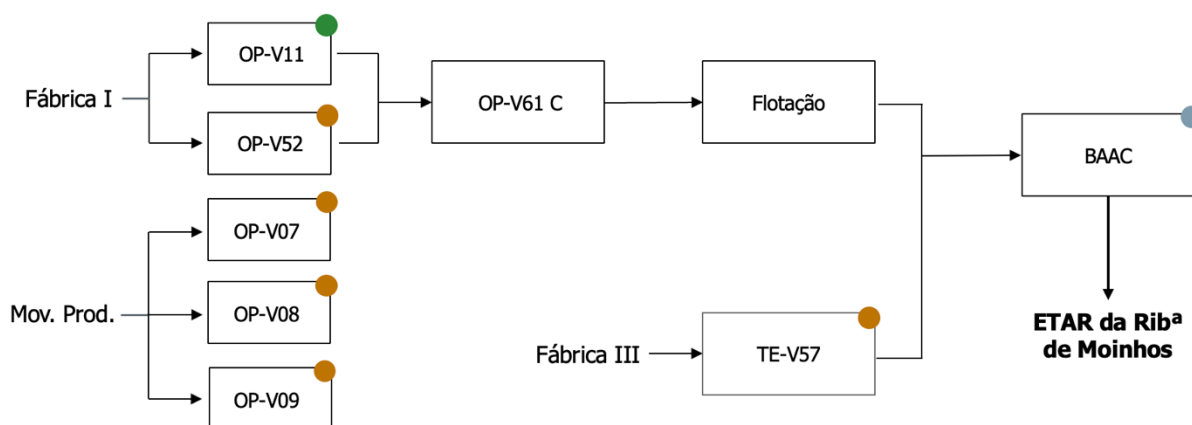


Figura 7: Pontos de Amostras Utilizados para Simulação

Com os valores obtidos, foi possível elaborar um balanço detalhado, prevendo o caudal e a concentração oleosa que seriam descarregados para fora da refinaria. Para tal, foram utilizados documentos de *Análise-Flash*, ferramentas fundamentais na previsão de custos relacionados ao tratamento de efluentes, incluindo agravamentos e taxas referentes ao envio do efluente para a estação de tratamento de águas.

Esses documentos também permitiram a classificação dos dias analisados nas classes correspondentes, com base na concentração oleosa [42], possibilitando a estimativa do custo do efluente em diferentes cenários, incluindo penalizações associadas a descargas que excedam os limites regulamentares, representadas nas equações 1.1 e 1.2.

Além disso, ao considerar a eficiência de cada separador implementado, foi possível prever os resultados de um cenário em que o projeto de implementação do separador gravítico fosse concretizado, calculando ainda o período de retorno do investimento.

Com o investimento estimado para cada um dos cenários, é possível prever o valor que se economizaria em relação ao cenário atual, comparando o custo do cenário atual, sem implementação de separador gravíticos, $C_{Cenário1}$, com o cenário que traduz a implementação do separador, $C_{Cenário2}$, através da seguinte equação:

$$\text{€}_{Economizado} = C_{Cenário1} - C_{Cenário2} \quad (3.21)$$

Desta forma, e tendo por base o valor economizado é possível prever o período de *payback*, retorno do investimento. Esta equação calcula o período de *payback* de forma simplificada, sem considerar a taxa de juro, já que o foco está na recuperação do investimento sem considerar o valor do dinheiro no tempo. Isso é apropriado neste contexto, uma vez que a empresa investe o capital e não enfrenta anos negativos, facilitando a análise do retorno sobre o investimento de maneira direta.

$$\textit{Payback} = \frac{C_{EquipamentoBase}}{\text{€}_{EconomizadoAnualmente}} \quad (3.22)$$

DEMONSTRAÇÃO E DISCUSSÃO DE RESULTADOS

4.1 Caracterização da Variabilidade do Caudal e da Concentração de Matéria Oleosa

Para calcular o caudal de efluente direcionado ao OP-V11, os dados foram extraídos do *software Aspen Process Explorer*, foi utilizado o método do IQR. Neste método, aplicou-se um fator de 1,5 para calcular o limite superior, que corresponde ao valor máximo antes dos *outliers*, tendo resultado deste método um gráfico boxplot representado na figura 8.

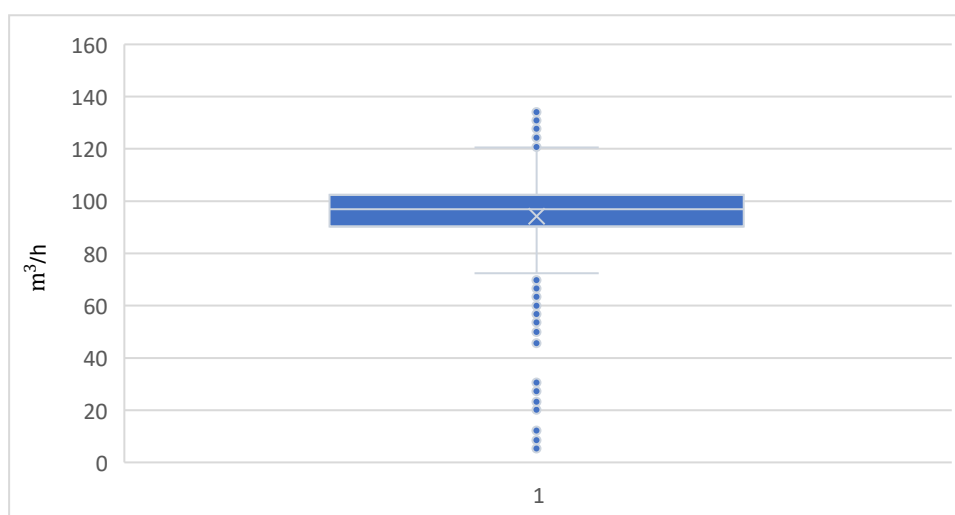


Figura 8: Gráfico *Boxplot* Caudal OP-V11

A escolha de utilizar o valor máximo, em vez da mediana, justifica-se pela natureza das operações em refinarias, que apresentam grande variabilidade de caudais e são frequentemente sujeitas a *upsets*. Considerar a mediana poderia subestimar o dimensionamento necessário, já que este valor representa apenas o comportamento típico, deixando de fora cenários críticos. Por outro lado, o valor máximo, limite superior, reflete um cenário mais conservador e abrangente, garantindo que o separador seja dimensionado para lidar não apenas com a média, mas também com momentos de maior demanda, evitando sobrecargas no sistema.

A adequação desta escolha foi confirmada pela construção de um gráfico de dispersão, representado na figura 9, que mostrou consistência entre o valor obtido e o comportamento real dos dados. Com base nesta análise, foi definido um valor de 120 m³/h para o caudal de efluente encaminhado ao OP-V11.

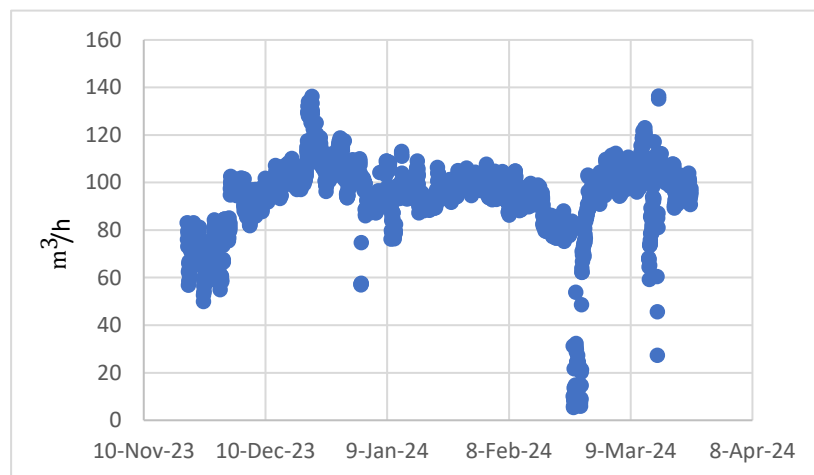


Figura 9: Gráfico de Dispersão Caudal OP-V11

No que diz respeito à concentração de matéria oleosa no efluente, este parâmetro é igualmente crucial para o dimensionamento de um separador gravítico, já que define a fase dispersa a ser removida. Os valores de concentração de matéria oleosa foram retirados do *software LIMS* e foi também calculado o valor final através do método IQR, contudo, ao invés do fator 1,5 utilizado no cálculo do caudal, aplicou-se um fator de 3. Este fator foi utilizado devido ao facto de o valor de concentração oleosa apresentar uma variabilidade significativamente maior, como se verifica através da

figura 10 e da figura 11. A consideração de *outliers* neste caso torna-se importante por refletirem situações de maior carga oleosa, que é necessário que sejam previstas no projeto do separador. Após a realização dos cálculos foi obtido um valor de 558 mg/l para a concentração de matéria oleosa à saída do órgão OP-V11, valor utilizado para os cálculos de dimensionamento dos separadores gravíticos.

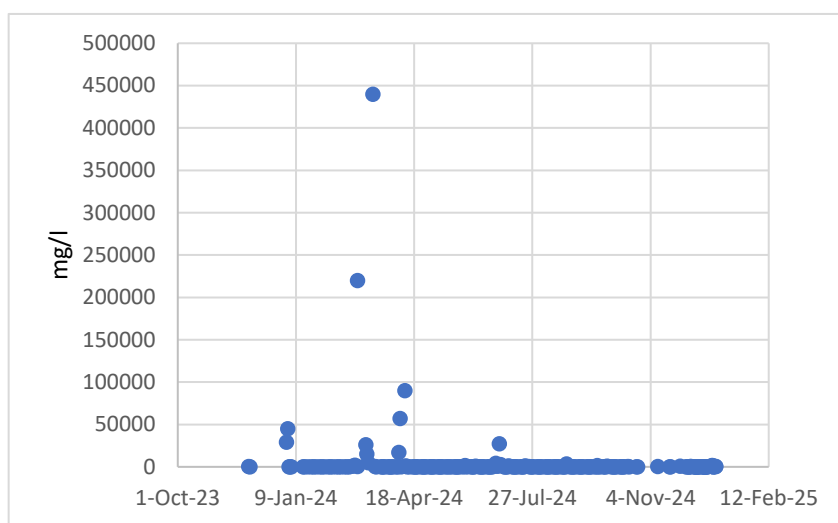


Figura 10: Gráfico de Dispersão de Concentração de Matéria Oleosa do OP-V11

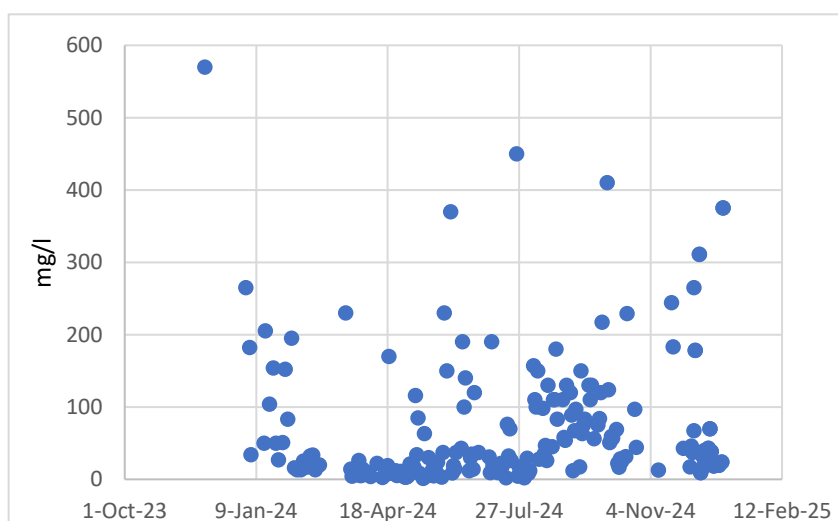


Figura 11: Gráfico de Dispersão de Concentração de Matéria Oleosa do OP-V11 excluindo *outliers*

Incluir os valores mais altos permite assegurar que o equipamento dimensionado seja capaz de lidar com picos de concentração sem comprometer a eficiência do processo.

4.2 Dimensionamento de um Separador API

Para iniciar o método de dimensionamento de um separador API, a velocidade de ascensão das partículas é calculada com base na Lei de *Stokes*, que permite determinar a taxa de separação das partículas oleosas do efluente. Este cálculo considera as densidades da água e do óleo, cujos valores foram retirados da literatura. A densidade da água foi considerada à temperatura de 25°C [44], enquanto a densidade do óleo foi estimada em 850 kg/m³. Este valor está dentro do intervalo comum para óleos, que varia entre 700 kg/m³ e 950 kg/m³ [38], sendo escolhido um valor próximo à média desses limites, de forma a refletir uma condição realista do efluente tratado.

O diâmetro das partículas oleosas é outro fator importante no cálculo da velocidade de ascensão. Para este dimensionamento, foi utilizado um valor de 150 micrómetros [14,15,18,19], considerado o valor máximo que um separador API é capaz de remover. Isto significa que todas as partículas com diâmetro igual ou superior a 150 micrómetros serão eficientemente separadas do efluente.

Para os cálculos, foi utilizado o valor de 9,8 m/s² para a constante gravitacional, enquanto a viscosidade do fluido foi considerada como 0,96 cP, obtida através das folhas de especificação das bombas ligadas ao OP-V11, garantindo que o cálculo esteja alinhado com as características reais do sistema de efluente.

Tabela 8: Resultados da Velocidade de Ascensão de Partículas para Separador API

ρ_w	997 kg/m ³
ρ_o	850 kg/m ³
g	9,8 m/s ²
d	150×10 ⁻⁶ m
μ_e	0,96 cP
v_t	0,002 m/s
V_t	0,11 m/min

Foi obtido um valor de 0,11 m/min, representado na Tabela 8, para a velocidade de ascensão das partículas, que reflete a velocidade a que as partículas de óleos ascendem para a superfície de forma a serem removidas.

Para calcular o coeficiente da fase dispersa, utilizado no processo de dimensionamento para quantificar a eficiência da separação, foram considerados os caudais

Tabela 9: Resultados Coeficiente da Fase Dispersa

V'L	0,01 m ³ /h
V'H	119,9 m ³ /h
ρ'L	850 kg/m ³
ρ'H	997 kg/m ³
μ'L	0,96 cP
μ'H	13 cP
θ	0,0003

volumétricos da fase pesada, água, 119,9 m³/h, e da fase leve, óleo, 0,1 m³/h, valores calculados através de amostras obtidas dos dados extraídos do *Aspen Process Explorer* para a fase pesada e do *LIMS* para a fase leve, utilizando os valores calculados anteriormente para o caudal total e a concentração de matéria oleosa.

O coeficiente calculado para a fase dispersa resultou em 0,0003. Esse valor, representado na Tabela 9, para além de confirmar que a fase dispersa é a fase oleosa, como mencionado na Tabela 10, representa também a eficiência com que as partículas de óleo se dispersam e ascendem no efluente. Um valor tão baixo indica que as partículas de óleo possuem uma baixa velocidade de ascensão, o que implica que o separador API pode necessitar de um tempo de retenção mais longo para assegurar a completa separação das partículas oleosas da água [26].

Tabela 10: Distribuição dos valores de Coeficiente de Fase Dispersa

θ	Fase Dispersa
<0,3	Fase Leve sempre Dispersa
0,3-0,5	Fase Leve provavelmente Dispersa
0,5-2,0	Fase de Inversão
2,0-3,3	Fase Pesada provavelmente Dispersa
>3,3	Fase Pesada sempre Dispersa

pleta separação das partículas oleosas da água [26].

Para garantir que a fase dispersa se manteria a mesma em situações de *outliers* ou picos de contaminação, foi utilizado o valor de concentração de matéria oleosa mais elevado entre o período analisado, correspondente a 440 000mg/l e calculado o coeficiente da fase dispersa para este valor. O valor obtido foi de 0,46 que ainda se encontra abaixo do ponto de inversão e permite concluir que a fase oleosa ainda se encontra dispersa na fase aquosa.

Para o dimensionamento do separador, foi assumido, segundo o método Novel e tendo por base as dimensões do atual separador gravítico OP-V11, o valor de 2,4 m para a profundidade do separador gravítico. Com base nesse valor, foi possível, por interpolação, obter a largura, W , do separador, que foi estimada em 3,4 m [28].

Com essas dimensões, foi calculada a velocidade horizontal do efluente, que representa a taxa com que o efluente se desloca horizontalmente ao longo separador.

O valor obtido foi de 0,21 m/min, um valor dentro do esperado, visto que é inferior ao valor de 0,9144 cm/s, aproximadamente 0,55 m/min, exigido pela literatura [18]. A velocidade horizontal deve ser inferior a esse limite, visto que um valor maior comprometeria a eficiência da separação, as partículas de óleo não teriam tempo suficiente para ascender e serem removidas.

A área transversal do equipamento foi calculada e resultou num valor de 8,2 m². Dado o baixo coeficiente de dispersão, e para garantir que o equipamento seja dimensionado de acordo com as necessidades de separação, foi calculado o tempo de ascensão das partículas à superfície, que é o tempo necessário para que as partículas oleosas ascendam do fundo para a superfície do separador. O valor obtido foi de 20 minutos, o que está de acordo com os requisitos típicos para este tipo de equipamento, sendo importante garantir um dimensionamento que proporcione um tempo de residência igual ou superior ao tempo de ascensão calculado, de forma a garantir que as partículas oleosas tenham tempo de ascender à superfície e serem removidas.

Considerando as condições necessárias para o dimensionamento de um separador API e a relação entre a largura e o comprimento de um separador, foi estimado um comprimento teórico de 17 m. No entanto, é necessário aplicar um fator de correção a esse valor. Este fator de correção é obtido pelo quociente entre a velocidade horizontal do efluente e a velocidade de ascensão das partículas, que, neste caso, resulta em um valor de 13,7. através do gráfico [28]. Esse valor é multiplicado por um fator adicional de 1,2 para garantir uma margem de segurança no dimensionamento, assegurando que o equipamento tenha capacidade para lidar com variações operacionais, condições de maior turbulência e *upsets*.

Após a aplicação deste fator de correção, o comprimento final do separador foi determinado como 22 m, correspondendo a um volume total de 178 m³.

Para a escumadeira e a zona de retenção de óleos é assumido um valor equivalente a 85% da profundidade do equipamento [20].

O separador possui três zonas distintas [20]: a zona de chegada do efluente, que tem um comprimento de 7 metros e corresponde a um volume de 59 m³; a zona de separação, onde ocorre a separação das partículas oleosas, com um volume de 45 m³, sendo esta a zona utilizada para o cálculo do tempo de residência; e, finalmente, a zona de saída, que possui um comprimento de 9 metros e um volume de 74 m³, sendo maior para garantir que o efluente tratado possa ser descarregado, representado no esquema da figura 12.

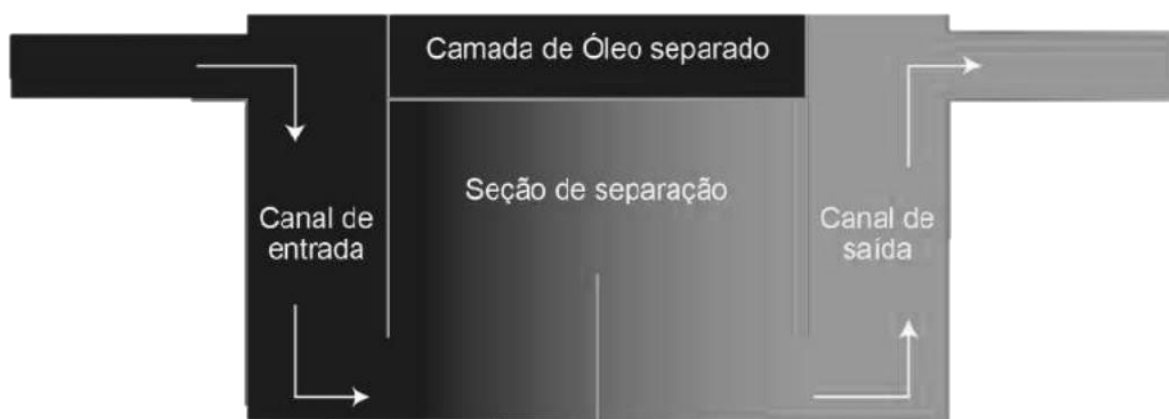


Figura 12: Esquema Separador Gravítico API [43]

O tempo de residência do separador foi calculado como 26 minutos, um valor dentro do esperado para separadores API e superior ao tempo de ascensão das partículas, o que é necessário para garantir a separação eficiente, especialmente considerando o baixo coeficiente de dispersão [18, 28].

Os resumos dos resultados do dimensionamento do separador API encontram-se resumidos na Tabela 11.

Tabela 11: Resultados Dimensionamento Separador Gravítico API

Separadores API	
Qi	120 m ³ /h
θ	0,0003
v_t	0,11 m/min
v_h	0,21 m/min
Ac	8,2 m ²
D	2,4 m
W	3,4 m
L	22 m
V	178 m ³
T_r	26 min
L1	7 m
L2	5 m
L3	9 m

4.3 Dimensionamento Separador Gravítico CPI

Para o dimensionamento do separador CPI foi utilizado o modelo de dimensionamento API 421, aplicado no setor de tratamento de efluentes oleosos. Este modelo tem como base o cálculo da velocidade de ascensão das partículas oleosas, que, no caso do separador CPI, representa não apenas a velocidade com que as partículas atingem a superfície do efluente, mas também a velocidade com que elas se deslocam até aos pratos de coalescência. Foi considerado um novo valor para o diâmetro das partículas, 60 micrómetros, o que significa que todas as partículas com diâmetro superior a esse valor serão removidas do efluente.

A velocidade de ascensão calculada foi de 0,02 m/min, como representado na Tabela 12. Este valor, relativamente baixo, reflete o fato de que partículas menores tenderem a ter uma velocidade de ascensão mais lenta devido à sua menor dimensão, conseqüente menor massa e maior resistência ao movimento através do fluido.

Tabela 12: Resultados da Velocidade de Ascensão de Partículas para Separador CPI

ρ_w	997 kg/m ³
ρ_o	850 kg/m ³
g	9,8 m/s ²
d	60×10^{-6} m
μ_e	0,96 cP
v_t	0,0003 m/s
v_t	0,02 m/min

A velocidade horizontal do efluente foi calculada como sendo 15 vezes superior à velocidade de ascensão, conforme indicado nos parâmetros de dimensionamento de separadores API. Esta relação é necessária para garantir que o tempo de residência do efluente seja suficiente para permitir a separação eficiente das partículas oleosas. O valor obtido foi de 0,3 m/min, que está dentro do limite superior de 0,55 m/min.

Com base nesses cálculos, foi possível determinar a área transversal mínima necessária para o separador, que resultou em 7 m².

Considerando uma altura, D , de 2 metros para o separador CPI, foi calculada uma largura, W , de 3,5 metros e um comprimento teórico, L_1 , de 12 metros [18]. No entanto, após a aplicação de um fator de correção adequado, foi obtido um comprimento final, L , de 19 metros, o que resulta num volume de 132 m³.

O separador é dividido em três zonas principais [40]. A zona de entrada do efluente possui um volume de 44 m³, a zona de separação, onde estão localizados os pratos de coalescência e ocorre a separação entre óleo e água, possui um volume de 55 m³ e a zona de saída do efluente tem um volume de 33 m³. Esta distribuição garante que o efluente percorra as diferentes fases do processo de separação com o tempo de residência necessário para a remoção das partículas oleosas.

O esquema de um separador CPI, encontra-se representado na figura 13.

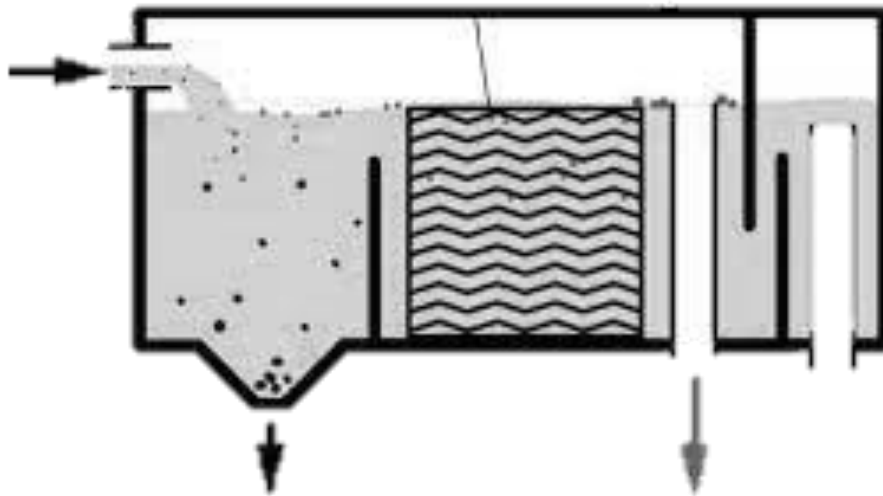


Figura 13: Esquema Separador Gravítico CPI [45]

O tempo de residência calculado foi de 27 minutos, um valor dentro do esperado para este tipo de equipamento e garante que as partículas oleosas atinjam a superfície e as partículas menores coalesçam nos pratos, permitindo uma separação eficiente. Os valores obtidos para o dimensionamento da base do separador gravítico CPI estão representados na Tabela 13.

Tabela 13: Resultados Dimensionamento Separador Gravítico CPI

Separadores CPI	
Qi	120 m ³ /h
V_t	0,02 m/min
V_h	0,3 m/min
Ac	7 m ²
D	2 m
W	3,5 m
L	19 m
V	132 m ³
T_r	27 min
L1	6,2 m
L2	8 m
L3	4,7 m

O dimensionamento do *pack* de pratos de coalescência também segue diretrizes específicas. Frequentemente, são utilizados valores de especificação fornecidos por

fabricantes para dimensionar estes componentes. O comprimento dos pratos foi determinado em função do número de Reynolds, resultando em 5 metros [15, 19]. Ao relacionar esses valores com dados fornecidos [40], obteve-se uma largura de 2,4 metros para os pratos de coalescência, correspondendo a 2,9 metros de comprimento efetivo e 1,4 metros de largura efetiva, com uma espessura de 5 mm e um espaçamento entre os pratos de 22 mm [15,18,19], valor reduzido que permite aumentar a área de coalescência, facilitando a separação das partículas menores.

O ângulo de inclinação dos pratos de coalescência foi definido em 55° [15], considerado ideal para o dimensionamento seguro do equipamento. Este valor encontra-se dentro do intervalo recomendado de 45° a 60° [15,18,19], permitindo uma otimização do processo de separação sem comprometer a eficiência operacional.

Com estas dimensões estipuladas, foi possível calcular a área efetiva de um prato, que corresponde a 7 m², o que corresponde ao valor de área transversal mínima calculado. Ao relacionar essa área com o caudal de efluente e a velocidade de ascensão das partículas, foi estimado que serão necessários 15 pratos [40], o que resulta numa área total de pratos de 104 m². Os valores obtidos para o dimensionamento do pack de pratos de coalescência de um gravítico CPI estão representados na Tabela 14.

Tabela 14: Resultados Dimensionamento de Pratos de Coalescência

Pratos de Coalescência	
Lp	2,9 m
Wp	1,4 m
Sp	22 mm
Ep	5 mm
α	55 °
Np	15 pratos

O tempo de ascensão de uma partícula, ou seja, o tempo necessário para que uma partícula atinja a superfície de um prato de coalescência, foi calculado considerando o espaçamento entre os pratos e a velocidade de ascensão [25]. Este tempo é crítico para garantir a eficiência do processo de separação, tendo sido obtido um valor de 1,14 minutos, o que reflete a vantagem de um espaçamento pequeno entre os pratos, que permite uma coalescência mais rápida das partículas.

4.4 Avaliação Económica

4.4.1 Análise CAPEX-OPEX de Implementação de Separadores Gravíticos

Para estimar o custo de um equipamento, utilizam-se diferentes parâmetros, como a capacidade. Em última instância, é possível recorrer ao caudal, volume ou até dimensões ao invés da capacidade para estabelecer a correlação entre dois equipamentos.

No caso de um separador gravítico API com caudal de 43,2 m³/h, foi estimado, segundo o modelo PM, um custo de 171 000€ [34]. Ao relacionar a capacidade do equipamento de referência com o equipamento dimensionado, utilizando um fator $n = 0,84$ [34], adequado para separadores com caudais entre 4,3 m³/h e 1224 m³/h, foi obtido um custo de 406 190€.

Após a atualização do custo do equipamento com base no índice de MS, *Marshall & Swift*, considerando o ano de referência 2010 [41], em que a estimativa foi feita, e o ano de 2020 [41], última atualização disponível, o valor ajustado foi de 520 mil e

Tabela 15: Ajustes ao Custo de um Separador API

Separador API	
Equipamento de Referência	
Caudal	42,3 m ³ /h
Custo	171 m€
n	0,84
Ajuste do Efeito de Escala	
Caudal	120 m ³ /h
Custo	406 m€
Ajuste do Efeito Temporal	
MS	2171,6
Custo	520,4 m€

400 euros, como representado na Tabela 15.

Aplicando o método dos fatores aos parâmetros não incluídos diretamente no custo base, e conforme as percentagens indicadas na Tabela 16, foi atribuída uma percentagem de 40% para o fator relacionado a utilidades e serviços, 5% para controlo e manutenção, e 10% para trabalhos de terreno. Para custos indiretos, foi estimada uma percentagem de 15%, enquanto que, para provisão de imprevistos, aplicou-se uma percentagem de 10% sobre a soma entre os custos diretos e custos indiretos, chegando-se a um valor final de 1 milhão de euros [31].

Tabela 16: Percentagens Aplicada a Custos Diretos e Indiretos para um Separador API

Separador API	
Aplicada ao Custo Base	
Utilidades e Serviços	40%
Controlo e Manutenção	5%
Trabalhos de Terreno	10%
Custos Diretos	
Aplicada aos Custos Diretos	
Projeto e Fiscalização	15%
Despesas de Empreitada	15%
Aplicada à Soma entre Custos Diretos e Custos Indiretos	
Provisão para Imprevistos	10%
Custo de Implementação	1 M€

Para o separador gravítico CPI, foi identificado um equipamento dimensionado para um caudal de 20 m³/h, com um custo estimado de 90 000€ [27]. Realizando a correlação para obter o custo do equipamento base dimensionado, e utilizando um expoente de 0,7 [30, 31], recomendado para a indústria petroquímica, foi obtido um

Tabela 17: Ajustes ao Custo de um Separador CPI

Separador CPI	
Equipamento de Referência	
Caudal	20 m ³ /h
Custo	90 m€
n	0,7
Ajuste do Efeito de Escala	
Caudal	120 m ³ /h
Custo	316 m€

valor de 316 mil euros, como representado na Tabela 17.

Neste caso, dado que o equipamento é atual, não é necessário aplicar índices de ajuste temporal. Após a aplicação do método dos fatores, com as percentagens indicadas na Tabela 18 [31,32], foi obtido o valor de 1 milhão e 400 mil euros para a implementação de um separador CPI.

Tabela 18: Percentagens Aplicada a Custos Diretos e Indiretos para um Separador CPI

Separador CPI	
Aplicada ao Custo de Equipamento Base	
Montagem	40%
Tubagens	65%
Utilidades e Serviços	50%
Controlo e Manutenção	30%
Trabalhos de Terreno	30%
Instalações Elétricas	10%
Isolamento Térmico	10%
Custos Diretos	
Aplicada aos Custos Diretos	
Projeto e Fiscalização	15%
Despesas de Empreitada	15%
Aplicada à Soma entre Custos Diretos e Custos Indiretos	
Provisão para Imprevistos	10%
Custo de Implementação	1,4 M€

4.4.2 Simulação Cenários de Implementação de Separadores Gravíticos

A simulação realizada neste estudo visa construir um cenário atual do estado em que o efluente é enviado para a Estação de Tratamento de Águas de Santo André, AdSA. As análises efetuadas pela AdSA ocorrem às segundas e quintas-feiras de todas as semanas, e cada OP-V possui o seu próprio plano de amostras semanal por parte da refinaria. Contudo, essa abordagem resulta na falta de amostras simultâneas de todos os OP-Vs, o que impede a obtenção de um cenário totalmente realista em relação à concentração do efluente.

Para superar essa limitação, foram utilizados os dados recolhidos durante o período mencionado anteriormente para o OP-V11. Com base nesses dados, foi elaborado um balanço mássico, que permitiu determinar o caudal e as concentrações de matéria oleosa dos restantes OP-Vs através do método IQR já mencionado. Nesse processo, foi utilizado um fator superior a 1,5, considerando o valor do limite superior, enquanto se desconsideraram *outliers* e picos de contaminação que poderiam prejudicar a precisão dos resultados. Os valores obtidos são apresentados na Tabela 19.

Tabela 19: Balanços Mássicos e Concentração Matéria Oleosa dos OP-Vs

	<i>m3/h</i>	<i>mg/L</i>
	Caudal	Concentração Oleosa
OP-V11	120,5	5578
OP-V07	6	1481
OP-V08	6	697,25
OP-V09	8	2602
OP-V10	4	50
OP-V52	80	693
OP-V61C	360	2116
TEX-002	100	6642
OP-V65B	130	375
TEV-57	57	50

Dessa forma, construiu-se um cenário padrão que reflete a realidade operacional da refinaria, utilizando e verificando o impacto dos dados reais obtidos do OP-V11. Este cenário fornece uma base sólida para a análise e a avaliação do desempenho do sistema de tratamento de efluentes.

Importante referir que a o cenário simulado avalia apenas o parâmetro de óleos e gorduras, visto que será a condição resolvida através da implementação de separadores gravíticos. Todos os outro parâmetros foram considerados 0, de forma a não impactarem na avaliação da qualidade do efluente final.

4.4.3 Eficiência Prevista dos Separadores Gravíticos API e CPI

A eficiência prevista de separadores gravíticos API e CPI foi calculada com base nos dimensionamentos efetuados anteriormente. Para o separador API, obteve-se uma

eficiência de 88%, enquanto que para o separador CPI, a eficiência calculada foi de 98%.

Com base nesses valores, foram realizados balanços mássicos para o efluente que sairia da refinaria em cinco cenários distintos:

1. O cenário atual, utilizando o OP-V11 conforme os dados atuais.
2. Um cenário com a implementação de um separador API.
3. Um cenário com a implementação de dois separadores API.
4. Um cenário com a implementação de um separador CPI.
5. Um cenário com a implementação de dois separadores CPI.

Os balanços efetuados permitiram avaliar o impacto que cada uma das implementações teria na situação final do efluente tratado pela refinaria.

4.4.4 Comparação de Cenários de Implementação

Após os balanços mássicos, foi possível concluir que, no cenário atual, com o OP-V11 a operar nas condições atuais, ocorreriam oito situações de descarga penalizante na simulação efetuada. Este número é significativamente reduzido em qualquer um dos cenários de implementação de separadores gravíticos mencionados acima. Em cada caso, há uma diminuição não apenas das descargas penalizantes, responsáveis pelos agravamentos e taxas acumuláveis a pagar, mas também nas outras classes de descargas, o que resulta numa redução dos custos associados ao envio de efluente.

Para estimar o custo de envio do efluente para a ETAR e os agravamentos associados, foi determinado um caudal médio de 360 m³/h, tendo como base uma média considerando os dados dos anos 2023 e 2024, correspondendo a um volume diário de 29.400 m³.

Foram utilizados ficheiros de Análises Flash, que preveem as multas, taxas e custos envolvidos no envio do efluente, considerando 45 dias de multa e o número de agravamentos, que corresponde ao número de multas acumuladas no mesmo período e aumenta o valor taxado.

É possível verificar, pela Tabela 20, os custos relacionados à implementação de cada um dos quatro cenários simulados, bem como os custos dos agravamentos atualizados. Comparando o custo total dessas quatro opções distintas com o cenário atual da

refinaria, OP-V11, observa-se o valor potencial de economia em cada caso, além da redução das descargas penalizantes. Além da diminuição dessas descargas, que se traduzem em menores agravamentos, há também reduções nas outras classes tarifárias, refletindo uma redução nos custos de envio do efluente para a estação de tratamento. Todos esses fatores influenciam diretamente o valor final, demonstrando o impacto positivo da implementação de separadores mais eficientes na refinaria.

Tabela 20: Resultados da Simulação para os Cenários Implementados

Descrição	Cenário sem Separador Gravítico (M€)	1 API (M€)	2 API (M€)	1 CPI (M€)	2 CPI (M€)
Custos sem Agravamento	1,83	1,45	1,40	1,41	1,36
Agravamentos	0,4	0,19	0,09	0,14	0,04
Custo com Agravamentos	2,23	1,64	1,49	1,55	1,40
Poupança					
Custos sem Agravamento	-	0,38	0,43	0,42	0,47
Agravamentos	-	0,21	0,31	0,26	0,36
Custo com Agravamentos	-	0,59	0,74	0,68	0,83

Posteriormente, foi calculado o período de retorno. A análise do período de *pay-back* revela que o separador gravítico CPI apresenta um tempo de retorno do investimento superior em comparação ao separador API, como se pode verificar na Tabela 21.

Tabela 21: Resultados Descargas Penalizantes e Período de Payback

Descargas Penalizantes					
Descargas Penalizantes	8	5	2	3	1
Custo Separadores Gravíticos					
Equipamento	1 API (M€)	2 API (M€)	1 CPI (M€)	2 CPI (M€)	
	1	2	1,38	2,76	
Período de Payback					
Anos	7 meses	1 ano e 2 meses	10 meses	1 ano e 6 meses	

Essa diferença é atribuída, em grande parte, ao custo de aquisição mais elevado do separador CPI, além da maior necessidade de manutenção associada a esse tipo de equipamento.

No entanto, apesar do investimento inicial e dos custos operacionais mais altos, o separador CPI oferece uma eficiência significativamente maior a longo prazo, resultando numa capacidade de remoção de contaminantes superior e, conseqüentemente, contribuindo para uma melhor qualidade do efluente tratado.

Em contraste, o separador API, embora tenha um período de *payback* mais curto e um custo inicial mais baixo, apresenta uma eficiência inferior em relação ao separador CPI. Essa diferença na eficiência pode resultar em custos operacionais adicionais ao longo do tempo.

Portanto, enquanto o separador API pode ser visto como uma solução mais econômica em primeira instância, a escolha do separador CPI pode se justificar pela sua performance superior e impacto positivo na gestão de efluentes ao longo da vida útil do equipamento.

CONCLUSÕES E PROPOSTAS DE TRABALHO FUTURO

O estudo realizado permitiu dimensionar dois tipos de separadores gravíticos, um API e um CPI, com volumes finais de 178 m³ e 138 m³, respetivamente, utilizando um caudal de 120 m³/h e considerando uma concentração de matéria oleosa de 558 mg/L. O separador API apresentou um tempo de residência de 26 minutos e uma eficiência de separação de 88%, enquanto o separador CPI demonstrou uma eficiência superior, de 98%, com um tempo de residência de 27 minutos.

A simulação efetuada, com base nos dados recolhidos do OP-V11, inicialmente contabilizava um total de 8 descargas penalizantes. No cenário em que foi implementado duas unidades de separadores CPI, verificou-se uma redução de 88% no número de descargas penalizantes, passando de 8 para apenas 1 descarga. Além disso, foram observadas diminuições nas restantes classes de efluentes, resultando numa possível redução de custos de 830 mil euros, com um período de retorno do investimento de um ano e meio.

Por outro lado, a instalação de uma unidade de separador API resultou numa menor redução no número de descargas penalizantes, com uma diminuição de apenas 38%, reduzindo o total de descargas para 5. Contudo, este cenário apresentou uma possível redução de custos de 590 mil euros, inferior ao caso do CPI, mas com um período de *payback* mais curto, de apenas 7 meses.

Embora haja a opção de instalar um ou dois separadores gravíticos, os cenários que envolvem a instalação de apenas um separador, apresentam um menor período de retorno de investimento quando comparados ao cenário com dois separadores. Contudo, optar pela instalação de dois separadores com a mesma função oferece vantagens significativas, especialmente no que se refere à redundância.

A redundância baseia-se na presença de componentes adicionais num sistema que permitem que ele continue a operar eficientemente mesmo na ocorrência de falhas ou *upsets*. Em situações de falhas, danos ou necessidade de manutenção de um separador, ter um segundo separador em operação pode garantir a continuidade do processo de separação, evitando interrupções que poderiam levar a descargas

penalizantes e custos adicionais. Além disso, a redundância pode ser benéfica em períodos de alta demanda, onde a capacidade extra melhora a eficiência do sistema.

Com dois separadores, é também possível realizar manutenção programada num dos equipamentos enquanto o outro continua a operar, minimizando o impacto nas operações. Esta abordagem reduz o tempo de inatividade e permite que a refinaria mantenha a conformidade com as regulamentações ambientais de forma mais consistente, uma vez que a separação de efluentes pode continuar sem interrupções.

No entanto, a instalação de um separador, em comparação com o cenário atual, ainda representa uma melhoria significativa. Um separador gravítico, mesmo que único, pode reduzir substancialmente as descargas penalizantes e os custos associados ao envio do efluente. Essa solução traz um impacto positivo nas operações da refinaria e contribui para a conformidade com as regulamentações ambientais, melhorando a sustentabilidade do processo.

Embora o separador CPI ofereça maior eficiência de separação e uma redução mais significativa no número de descargas penalizantes, este equipamento requer maior manutenção e controlo devido ao seu conjunto de pratos de coalescência, necessitando de inspeção e limpeza regulares. Já o separador API, com um *design* mais simples e sem componentes internos complexos, exige uma manutenção consideravelmente menor, o que pode ser uma vantagem em ambientes como a refinaria de Sines.

Assim, ao conjugar o período de *payback*, as condições em que o equipamento será instalado e a sua necessidade de manutenção, a opção mais viável seria o cenário com dois separadores API, em que ocorre uma redução de 8 descargas penalizantes para 2 descargas penalizantes. Com um custo de implementação de 2 milhões de euros, esse cenário traduz-se num período de *payback* de 1 ano e 2 meses, comprovando que esta solução é não apenas viável, mas também economicamente atraente para a refinaria.

Desta forma, ficam como propostas para trabalhos futuros a intervenção no ramal proveniente da movimentação de produtos, que envolve os OP-Vs 7, 8, 9 e 10. Estes ramais desempenham um papel crucial na qualidade do efluente final, uma vez que recebem vários produtos de drenagem de diversos tanques e estão sujeitos a uma carga oleosa significativamente elevada. A implementação de soluções para tratar adequadamente este efluente pode ser essencial para reduzir as descargas penalizantes associadas. Além disso, também se sugere uma investigação sobre estratégias para

lidar com a elevada carga de sulfuretos presente nos efluentes, que representa outra fonte significativa de descargas penalizantes.

Outro ponto importante a considerar é o desenvolvimento de estratégias relacionadas com a monitorização de efluentes gasosos libertados através das flares. Acompanhando de forma mais nítida esses efluentes, seria possível identificar pontos de melhoria no sistema de gestão de emissões gasosas, contribuindo para uma operação mais eficiente e ambientalmente responsável da refinaria. A adoção de soluções eficazes para esses problemas pode melhorar ainda mais a eficiência do sistema de tratamento de efluentes e garantir a conformidade com as regulamentações ambientais.

BIBLIOGRAFIA

- [1] found, N. author. (2021, June 27). *Petróleo e seus derivados: entenda o processo de produção e suas principais funções - Naciopetro*. <http://www.naciopetro.com.br/blog/petroleo-e-seus-derivados-entenda-o-processo-de-producao-e-suas-principais-funcoes/>
- [2] Vera, C. L. (2023, October 24). *As refinarias no caminho da sustentabilidade - MAPFRE Global Risks*. <https://www.mapfreglobalrisks.com/pt-br/gerencia-riscos-seguros/estudos/refinarias-caminho-sustentabilidade/>
- [3] found, N. author. *Galp | Industrial e Midstream*. <https://www.galp.com/corp/pt/sobrenos/os-nossos-negocios/refinacao-e-distribuicao>
- [4] found, N. author. *No title found*. <https://www.adsa.pt/contents/documents/07--rarisa.pdf>
- [5] found, N. author. *No title found*. <https://www.galp.com/corp/Portals/0/Recursos/Investidores/SharedResources/Relatorios/pt/2022/AIRGalp2022PT8Book1IMRBusinessPillars.pdf>
- [6] found, N. author. *Deoiling Industrial Wastewater Design and Operation of C.P.I.* | PDF - Scribd. Retrieved from <https://www.scribd.com/document/750611586/Deoiling-Industrial-Wastewater-Design-and-Operation-of-C-P->
- [7] found, N. author. *No title found*. <https://www.galp.com/corp/Portals/0/Recursos/Investidores/SharedResources/Relatorios/pt/2022/AIRGalp2022PT2Book2SustainabilityJourney.pdf>
- [8] found, N. author. *No title found*. https://www.galp.com/Portals/0/Recursos/Sustentabilidade/SharedResources/Documents/EN-RNT_ProjConvesao_RS.pdf
- [9] found, N. author. *Nova unidade da refinaria de Sines já começou a produzir gásóleo*. <https://www.galp.com/corp/pt/media/comunicados-de-imprensa/comunicado/id/365/nova-unidade-da-refinaria-de-sines-ja-comecou-a-produzir-gasoleo>
- [10] *Our roots – Key stages | Galp*. (n.d.). [Www.galp.com. https://www.galp.com/corp/en/about-us/galp/our-roots](https://www.galp.com/corp/en/about-us/galp/our-roots)
- [11] Thomas, B., Santonja, G. G., Hande, Y., Serge, R., & Luis, D. *Best Available Techniques (BAT) Reference Document for Common Waste Water and Waste Gas Treatment/Management Systems in the Chemical Sector. Industrial Emissions Directive 2010/75/EU (Integrated Pollution Prevention and Control)*. <https://doi.org/10.2791/37535>
- [12] Kharat, D. S. (2017). *Critical Review of Pollution Control Technologies*. In *Journal of Biosensors and Bioelectronics*(Vols. 3, pp. 1-3). *Journal of Biosensors and Bioelectronics*. <https://doi.org/10.15406/ijbsbe.2017.03.00077>
- [13] Erfani, H., Madhu, N. R., Khodayari, S., Qureshi, M. A., Swetanshu, ., Singh, P., & Jadoun, S. (2024). *Separation and removal of oil from water/wastewater in the oil industry: a review*. In *Environmental Technology Reviews*. *Environmental Technology Reviews*. <https://doi.org/10.1080/21622515.2024.2343129>

[14] *Chapter 11 Oil Water Separators*. (n.d.). Retrieved September 29, 2024, from <https://cms.cityoftacoma.org/surfacewater/swm2012/v5-c11.pdf>

[15] found, N. author. WP 0796 Design Manual and Tutorial Particle Liquid Separation Systems | PDF | Chemical Engineering | Chemistry - Scribd. Retrieved from <https://www.scribd.com/document/132465839/WP-0796-Design-Manual-and-Tutorial-Particle-Liquid-Separation-Systems>

[16] Boukadi, F., Singh, V., Trabelsi, R., Sebring, F., Allen, D., & Pai, V. Appropriate separator sizing: a modified Stewart and Arnold method. In *Modelling and Simulation in Engineering* (Vols. 2012, p. 50). Modelling and Simulation in Engineering. <https://doi.org/10.1155/2012/721814>

[17] Arnold, K. E., & Koszola, P. J. (1990). Droplet-settling vs. retention-time; Theories for sizing oil/water separator. In *Spe Production Engineering* (Vols. 5, pp. 59-64). Spe Production Engineering. <https://doi.org/10.2118/16640-PA>

[18] *APPENDIX 5 SEPARATOR DESIGN METHODOLOGIES*. (n.d.). Retrieved September 29, 2024, from <https://kh.aquaenergyexpo.com/wp-content/uploads/2023/02/Separator-Design-Methodologies.pdf>

[19] found, N. author. Deoiling Industrial Wastewater Design and Operation of C.P.I. | PDF - Scribd. Retrieved from <https://www.scribd.com/document/750611586/Deoiling-Industrial-Wastewater-Design-and-Operation-of-C-P->

[20] *Urban Stormwater Management Manual*. (n.d.). <https://www.water.gov.my/jps/resources/auto%20download%20images/58464d5280450.pdf>

[21] Elamari, A. A., Alshebani, A., & Saad, M. A. M. (2020). Waste Water Treatment from Petrochemical Industries: The Concept and Current Technologies-A review. In *مجلة علوم البحار والتقنيات البيئية*. <https://doi.org/10.59743/jmset.v6i1.49>

[22] Stewart, M., & Arnold, K. (2011). *Produced Water Treatment Field Manual*. Gulf Professional Publishing. Retrieved from http://books.google.com/books?id=nFmNKFJ5gFQC&dq=Produced+Water+Treating+Systems&hl=&source=gbs_api

[23] Khailash Dhasan Velautham, Shreeshivadasan Chelliapan, Samira Albati Kamaruddin, & John Lawrence Meyers. (2022). Design of Oil Water Separator for the Removal of Hydrocarbon from Stormwater Contaminated with Jet-Fuel. *Journal of Advanced Research in Fluid Mechanics and Thermal Sciences*, 92(1), 162–176. <https://doi.org/10.37934/arfmts.92.1.162176>

[24] Kim, K. (PDF) Emulsions and oil treating equipment selection, sizing and troubleshooting | Keryn Kim - Academia.edu. Retrieved from https://www.academia.edu/33326256/Emulsions_and_oil_treating_equipment_selection_sizing_and_troubleshooting

[25] Boraey, M. (2018). A Hydro-Kinematic approach for the design of compact corrugated plate interceptors for the de-oiling of produced water. In *Chemical Engineering and Processing - Process Intensification*. Chemical Engineering and Processing - Process Intensification. <https://doi.org/10.1016/J.CEP.2018.06.006>

[26] Ashraf, M., Shafiq, U., Mukhtar, A., Mehmood, M., & Saeed, . *Design of Industrial Gravity Type Separators for the Hydrocarbons and Heavy Oil-Water Separations*. <https://www.semanticscholar.org/paper/13eb6f0c03681bc84d632fb3e37263776926811e>

[27] Zeevalkink, J., & Brunsmann, J. Oil removal from water in parallel plate gravity-type separators. In *Water Research* (Vols. 17, pp. 365-373). Water Research. [https://doi.org/10.1016/0043-1354\(83\)90131-8](https://doi.org/10.1016/0043-1354(83)90131-8)

- [28] Odiete, W., & Agunwamba, J. (2019). Novel design methods for conventional oil-water separators. In *Heliyon*(Vols. 5). Heliyon. <https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2019.e01620>
- [29] Whitfield, S. (2017, December 26). *Can Oversized Separators Do More Harm Than Good? - JPT*. <https://jpt.spe.org/can-oversized-separators-do-more-harm-good>
- [30] Arciero, B., & Smith, G. (2018, May 23). *Savvy Separator: Oversizing Separators—Too Much of a Good Thing? - JPT*. <https://jpt.spe.org/savvy-separator-oversizing-separator-too-much-good-thing>
- [31] found, N. author. *No title found*. https://www.portalabpg.org.br/PDPetro/3/trabalhos/IBP0493_05.pdf
- [32] Towler, G., & Sinnott, R. *Chapter 7 – Capital Cost Estimating*(pp. 307-354). <https://doi.org/10.1016/B978-0-08-096659-5.00007-9>
- [33] found, N. author. *Marshall and Swift equipment cost index - Big Chemical Encyclopedia*. https://chempedia.info/info/marshall_and_swift_equipment_cost_index/
- [34] found, N. author. *Just a moment*. <https://onlinelibrary.wiley.com/doi/pdf/10.1002/9783527611119.app4>
- [35] Hou, Q., Crosser, B., Mahnken, J., Gajewski, B., & Dunton, N. (2012). Input data quality control for NDNQI national comparative statistics and quarterly reports: a contrast of three robust scale estimators for multiple outlier detection. In *BMC Research Notes*(Vols. 5, pp. 456-456). BMC Research Notes. <https://doi.org/10.1186/1756-0500-5-456>
- [36] found, N. author. *Attention Required! | Cloudflare*. https://qdyimei.en.made-in-china.com/product/ACMxNEzIOiVQ/China-Lamella-Clarifier-Settling-Tank-for-Water-Treatment.html?pv_id=1i8kgokv9727&faw_id=1i8kgub86943
- [37] found, N. author. *No title found*. https://edisciplinas.usp.br/plugin-file.php/286169/mod_resource/content/2/TABELA%20DE%20DENSIDADE%20DA%20ÁGUA%20COM%20A%20TEMPERATURA.pdf [38]
- [38] Lubrificante, R. D. (2022, November 22). *Qual a densidade do óleo? Conheça as principais informações - DML Lubrificantes*. <https://dmlubrificantes.com.br/densidade-do-oleo/>
- [39] Whitfield, S. (2017, December 26). *Can Oversized Separators Do More Harm Than Good? - JPT*. <https://jpt.spe.org/can-oversized-separators-do-more-harm-good>
- [40] found, N. author. *No title found*. <https://pdfs.semanticscholar.org/81b5/2e3cb308b874e0818ec96e9610b226faf6eb.pdf>
- [41] found, N. author. *Just a moment*. https://www.researchgate.net/figure/Indexes-Marshall-Swift-Equipment-Cost-Index_tbl5_343492046
- [42] found, N. author. *No title found*. <https://www.adsa.pt/contents/documents/07--raris.pdf>
- [43] Disponível em: <https://www.netsolwater.com/netsol-water/assets/img/product-images/How_does_Oil_water_separator_work.jpg>. Acesso em: 16 jan. 2025.
- [44] found, N. author. *No title found*. https://edisciplinas.usp.br/plugin-file.php/286169/mod_resource/content/2/TABELA%20DE%20DENSIDADE%20DA%20ÁGUA%20COM%20A%20TEMPERATURA.pdf
- [45] Cleartec Coalescing Separator Installation, operation, and maintenance manual. [s.l.: s.n.]. <https://shop.alliedpumps.com.au/resources/CLEARTEC%20COALESCING%20SEPARATOR%20MANUAL.pdf>>. Acesso em: 16 jan. 2025.

|



2024

MARIANA MILHEIRO

ESTUDO DE MELHORIA DE TRATAMENTO E EFLUENTNES DA REFINARIA DE
SINES: FOCO NO TRATAMENTO PRIMÁRIO