



## **Modelação do Funcionamento das Colunas T2001 e T-2002**

**FLÁVIA MARGARIDA CARDOSO RIBEIRO**

Julho de 2020



## Modelação do Funcionamento das Colunas T-2001 e T-2002

---

julho, 2020

Departamento de Engenharia Química

Mestrado em Engenharia Química – Ramo de Energia e Biorrefinaria

### **Autor:**

Flávia Margarida Cardoso Ribeiro

### **Orientação**

Engº Joaquim Santos – Galp Energia - Responsável da Fábrica de Óleos – Base na Refinaria de Matosinhos

Dr. Luís Silva – ISEP – Instituto Superior de Engenharia do Porto



## Agradecimentos

---

Com a conclusão desta dissertação concluo mais uma etapa do meu percurso académico. Ao longo desta jornada cruzei-me com várias pessoas que contribuíram para todo o meu sucesso, mesmo que algumas delas apenas indiretamente, e não podia deixar de lhes agradecer.

Começo com um agradecimento à Refinaria da Petrogal de Matosinhos pela oportunidade e disponibilidade que dá aos jovens de terem uma experiência no seu meio industrial, permitindo o contacto com as mais variáveis técnicas e processos. Agradeço, em particular, aos Eng.ºs Joaquim Santos, meu orientador na Petrogal, e João Nunes pela disponibilidade em ajudar naquilo que fosse preciso e por me tentarem proporcionar a melhor experiência possível na Fábrica de Óleos Base (FOB). Deixo ainda um agradecimento a todos os colaboradores da FOB, mesmo que a convivência não tenha sido muito longa, por me receberem tão bem e por ajudarem naquilo que eu necessitasse.

Ao Dr. Luís Silva, um obrigado pela orientação, paciência e disponibilidade demonstrada para que fosse possível alcançar os objetivos. A todos os professores que, durante toda esta jornada no ISEP, se cruzaram comigo e souberam transmitir-me os seus conhecimentos.

Obrigada ainda à direção do mestrado, em especial à Dr.<sup>a</sup> Anabela Guedes e ao Dr. Gilberto Pinto, por agilizarem todo o processo de obtenção de estágios e com o surgimento da pandemia terem estado disponíveis para o esclarecimento de qualquer dúvida.

Por fim, mas não menos importante, o maior agradecimento é feito à minha família, em especial aos meus pais e aos meus irmãos, por depositarem toda a confiança em mim, pela paciência nos momentos menos bons deste percurso e ainda por todo o esforço feito para que pudesse estar onde estou neste momento.



## Resumo

---

É objetivo deste trabalho, no âmbito de agilizar alterações às condições do processo de destilação para a produção de determinados produtos com propriedades definidas, simular o funcionamento das colunas T-2001 (coluna atmosférica) e T-2002 (coluna a vácuo) da unidade de destilação da Fábrica de Óleos Base da Refinaria de Matosinhos.

Numa primeira fase procedeu-se ao levantamento das condições operatórias e modo de funcionamento das colunas bem como das características das correntes de saída laterais a saber: nafta, petróleo ou *white spirit*, gasóleo respeitantes à T-2001 e LVGO, *Spindle*, 100SN, 150SN, 500SN respeitantes à T-2002.

Após o levantamento de toda a informação necessária para a realização da calibração do processo real no simulador, fez-se uma comparação entre os resultados das curvas de destilação segundo a norma ASTM D86 obtidas pelo *Aspen Plus* e as curvas de destilação obtidas nos ensaios realizados pelo laboratório da empresa, para cada produto da unidade de destilação da FOB, tendo-se dado particular atenção aos resultados da coluna de vácuo.

Posto isto, obtiveram-se resultados relativamente satisfatórios, verificando-se as maiores diferenças entre os resultados para o LVGO e para o 500SN. Conclui-se que o aumento do número total de pratos da coluna de vácuo não afeta significativamente os resultados das curvas de destilação dos produtos da mesma e que o ajuste da curva TBP afasta a mesma da realidade da empresa, não sendo um procedimento a adotar. A aplicação de especificações de *design* na coluna, melhoram em geral os desvios entre os dados do simulador e do laboratório, tendo um efeito contrário no caso dos *overlaps* e nos caudais de saída dos produtos laterais da coluna de vácuo.

Com a finalização do presente trabalho, obteve-se um modelo representativo da unidade de destilação da empresa que necessita ainda de alguns ajustes, para que possa ser usado como modelo de previsão em ciclos de operação onde se procure maximizar o rendimento de um determinado óleo base.

**Palavras – chave:** Colunas de Destilação, Curvas de destilação, Simulação, *Aspen Plus*



## *Abstract*

---

The objective of this work, in order to speed up changes in the distillation process conditions for producing certain products with defined properties, is simulate the operation of columns T-2001 (atmospheric column) and T-2002 (vacuum column) of the distillation unit of the Base Oil Factory of the Matosinhos Refinery.

In a first phase, the operational conditions and the operating mode of the columns were surveyed, as well as the characteristics of the side exit products namely: naphtha, oil or white spirit, diesel related to T-2001 and LVGO, Spindle, 100SN, 150SN and 500SN related to T-2002.

After collecting all the information necessary to carry out the calibration of the real process in the simulator, a comparison was made between the results of distillation curves according to the ASTM D86 standard obtained by Aspen Plus and the distillation curves obtained in the tests performed by the company's laboratory, for each product of the FOB distillation unit, with particular attention to the results of the vacuum column.

That said, relatively satisfactory results were obtained, with the greatest differences between the results for LVGO and 500SN.

It was concluded that the increase in the total number of plates in the vacuum column does not affect the results of the products distillation curves, and that the adjustment of the TBP curve departs it from the reality of the company. The application of design specifications in the vacuum column, generally improves the errors between the simulator and laboratory results, having an opposite effect in the case of overlaps and output flows of the side products of the vacuum column.

With the completion of this work a representative model of the company's distillation unit was obtained that still needs some adjustments, so that it can be used as a forecasting model in operating cycles where it is possible to maximize the yield of a certain base oil.

**Key-Words:** Distillation Columns, Distillation Curves, Simulation, Aspen Plus



## Índice

---

1.	Introdução.....	1
1.1	Contextualização do Trabalho e Objetivos .....	1
1.2	O Petróleo e a sua origem .....	1
1.3	A composição do Petróleo .....	2
2.	Refinação.....	5
2.1	Processo de Refinação .....	6
2.2	Produtos da Refinação .....	7
2.3	Propriedades dos crudes e dos produtos da refinação.....	10
2.3.1	Densidade .....	10
2.3.2	Curvas de Destilação.....	11
2.4	Destilação.....	13
2.4.1	Dessalinização de Crudes.....	15
2.4.2	Destilação Atmosférica .....	16
2.4.3	Destilação a Vácuo.....	18
3.	Portugal e o Petróleo .....	19
3.1	Indústria Petrolífera em Portugal .....	19
3.1.1	Refinaria de Matosinhos.....	20
3.1.2	Fábrica de Óleos Base .....	21
3.1.3	Unidade de destilação - UN 2000 .....	23
4.	Simulação de Processos .....	25
4.1	Simuladores de Processos .....	25
4.1.1	Simulador <i>Aspen Plus</i> .....	26
5.	Calibração dos Modelos por Simulação da T – 2001 e da T - 2002 .....	27
5.1	Tratamento de dados no <i>Aspen Plus</i> .....	27
5.1.1	Crude .....	27

5.1.2	Caracterização da Coluna de Destilação Atmosférica .....	32
5.1.3	Caracterização da Coluna de Destilação de Vácuo.....	37
5.2	Resultados e Discussão .....	42
5.2.1	Coluna de Destilação Atmosférica.....	42
5.2.2	Coluna de Destilação a Vácuo .....	45
5.2.3	Validação do método da simulação.....	52
5.2.4	Alteração no número total de pratos na coluna de vácuo.....	53
5.2.5	Ajuste da curva TBP do crude.....	57
5.2.6	Especificações do <i>Design</i> da Coluna de Vácuo .....	59
6.	Conclusões .....	65
	Referências Bibliográficas.....	67
A.	Anexo A – Propriedades do Crude.....	69
B.	Anexo B – Caracterização da Coluna de Destilação Atmosférica .....	73
C.	Anexo C – Caracterização da Coluna de Destilação a Vácuo.....	77
D.	Anexo D – Resultados da Coluna Atmosférica.....	81
E.	Anexo E – Resultados da Coluna de Vácuo.....	83
F.	Anexo F – Validação do Método da Simulação.....	87
G.	Anexo G – Ensaios com aumento do número de pratos da coluna de vácuo.....	91
H.	Anexo H – Ajuste da Curva TBP do Crude .....	93
I.	Anexo I – Especificações de <i>Design</i> da Coluna de Vácuo .....	95

## Índice de Figuras

Figura 1.1 Parafinas presentes no crude (Adaptado de [1]) .....	3
Figura 1.2 Nafténicos presentes no crude (Adaptado de [1]) .....	4
Figura 1.3 Aromáticos presentes no crude (Adaptado de [1]).....	5
Figura 2.1 Principais produtos do petróleo escalonados pelo número de átomos de carbono e intervalos de ponto de ebulição (Adaptado de [3]).....	7
Figura 2.2: Exemplos de Curvas ASTM D86 e TBP [3].....	13
Figura 2.3 Conceito de <i>gap</i> e <i>overlap</i> numa destilação fracionada [3] .....	15
Figura 2.4 Diagrama simplificado de um dessalificador electrostático (Adaptado de [3]) .....	16
Figura 3.1 Configuração da Refinaria de Matosinhos [14] .....	21
Figura 3.2 Unidades Processuais da FOB e os respetivos produtos [15] .....	23
Figura 3.3 Esquema representativo da unidade UN2000 [15] .....	23
Figura 5.1 Diagrama de fluxos das unidades de destilação atmosférica (ATM) e destilação a vácuo (VACUO) construída em <i>Aspen Plus</i> .....	27
Figura 5.2 Coluna de Destilação Atmosférica e as respetivas correntes .....	33
Figura 5.3 Representação da coluna de vácuo com as respetivas correntes identificadas .....	38
Figura 5.4 Resultados obtidos pelo laboratório e pelo <i>Aspen Plus</i> para os produtos da coluna atmosférica no sinótico 1 .....	43
Figura 5.5 Resultados obtidos pelo laboratório e pelo <i>Aspen Plus</i> para os produtos da coluna atmosférica para o sinótico 2 .....	44
Figura 5.6 Resultados obtidos pelo laboratório e pelo <i>Aspen Plus</i> para os produtos da coluna de vácuo para o sinótico 1.....	46
Figura 5.7 Resultados obtidos pelo laboratório e pelo <i>Aspen Plus</i> para os produtos da coluna de vácuo para o sinótico 2.....	49
Figura 5.8 Temperaturas internas do prato 2, 3, 9, 17, 25 e 26 segundo o sinótico 2 e o simulador .....	51
Figura B.1 Diagrama de uma alteração na coluna de destilação atmosférica .....	73
Figura B.2 Diagrama da coluna de destilação atmosférica completa.....	74
Figura B.3 P&ID da Coluna de Destilação Atmosférica.....	75
Figura C.1 Diagrama da coluna de destilação de vácuo completo .....	77
Figura C.2 Continuação da Figura C.1 .....	78

Figura C.3 P&ID da coluna de destilação de vácuo ..... 79

## Índice de Tabelas

---

Tabela 3.1 Produtos e capacidades de produção da fábrica de óleos base [15] .....	21
Tabela 3.2 Aplicações dos produtos obtidos na FOB [15] .....	22
Tabela 5.1 <i>Flash Assay</i> do crude <i>Arabian Light</i> utilizado na empresa .....	28
Tabela 5.2 Curva TBP do crude <i>Arabian Light</i> em estudo .....	30
Tabela 5.3 Constituintes e Composição dos <i>light ends</i> do <i>Arabian Light</i> .....	31
Tabela 5.4 Informação relativamente à identificação das correntes da coluna de destilação atmosférica.....	33
Tabela 5.5 Condições operatórias das correntes de entrada na coluna atmosférica nos dois sinóticos fornecidos .....	34
Tabela 5.6 Parâmetros necessários para a caracterização da coluna principal para os dois sinóticos .....	35
Tabela 5.7 Pratos de entrada e saída das correntes da coluna de destilação atmosférica	35
Tabela 5.8 Especificações dos Strippers da coluna de destilação atmosférica.....	36
Tabela 5.9 Especificações dos <i>Pumparounds</i> da coluna de destilação atmosférica.....	37
Tabela 5.10 Informação relativamente à identificação das correntes da coluna de destilação de vácuo .....	38
Tabela 5.11 Condições operatórias das correntes de entrada na coluna de vácuo nos dois sinóticos fornecidos pela empresa .....	39
Tabela 5.12 Parâmetros necessários para a caracterização da coluna principal de vácuo para os dois sinóticos.....	40
Tabela 5.13 Pratos de entrada e saída, estado físico e caudal das correntes da coluna de destilação de vácuo, para os dois sinóticos fornecidos.....	41
Tabela 5.14 Especificações dos <i>pumparounds</i> da coluna de destilação de vácuo .....	41
Tabela 5.15 <i>Overlaps</i> obtidos nas curvas de destilação da coluna de vácuo resultantes do <i>Aspen Plus</i> no sinótico 1.....	48
Tabela 5.16 Desvios relativos entre as curvas de destilação no sinótico 1 e sinótico 2 para todos os produtos da coluna de vácuo .....	50
Tabela 5.17 <i>Overlaps</i> obtidos para os produtos da coluna de vácuo para os sinóticos 1 e 2 .....	51
Tabela 5.18 Distribuição das entradas e saídas das correntes na coluna de vácuo, para um total de 90 e 60 pratos.....	54

Tabela 5.19 Distribuição dos pratos de entrada e saída dos <i>pumparounds</i> na coluna de vácuo.....	54
Tabela 5.20 Resultados obtidos no simulador para as curvas de destilação do LVGO quando é feita uma alteração do número de pratos totais para 90 e 60 pratos .....	55
Tabela 5.21 Resultados obtidos no simulador para as curvas de destilação do 500SN quando é feita uma alteração do número de pratos totais para 90 e 60 pratos .....	56
Tabela 5.22 <i>Overlaps</i> e <i>Gaps</i> obtidos nas curvas de destilação da coluna de vácuo resultantes do <i>Aspen Plus</i> para os ensaios com 31, 60 e 90 pratos .....	56
Tabela 5.23 Curvas TBP original e alterada do <i>Arabian Light</i> .....	57
Tabela 5.24 Resultados da curva de destilação do LVGO com a alteração da TBP do crude .....	58
Tabela 5.25 Resultados da curva de destilação do 500SN com a alteração da TBP do crude .....	58
Tabela 5.26: Especificações de <i>design</i> impostas à coluna de vácuo .....	60
Tabela 5.27: Resultados obtidos para as curvas de destilação do LVGO com a introdução de especificações de <i>design</i> .....	61
Tabela 5.28: Resultados obtidos para as curvas de destilação do 500SN com a introdução de especificações de <i>design</i> .....	61
Tabela 5.29: <i>Overlaps</i> obtidos com a introdução das especificações de <i>design</i> .....	62
Tabela 5.30: Resultados obtidos para os caudais dos produtos laterais da coluna de vácuo, quando impostas especificações de <i>design</i> .....	63
Tabela A.1 Propriedades gerais do crude .....	69
Tabela A.2 Propriedades para os cortes de gases, de nafta ligeira/média e nafta pesada	69
Tabela A.3 Propriedades para os cortes de gasóleo ligeiro e de gasóleo pesado .....	69
Tabela A.4 Propriedades do resíduo atmosférico e do corte de gasóleo de vácuo ligeiro .....	69
Tabela A.5 Propriedades dos cortes de gasóleo de vácuo pesado e do resíduo de vácuo .....	69
Tabela A.6 Resultados obtidos para os parâmetros necessários na extrapolação .....	70
Tabela A.7 Resultados da extrapolação para os pontos 90, 95 e 99% de volume destilado .....	70
Tabela D.1 Resultados das curvas de destilação do resíduo atmosférico do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinótico 1.....	81

Tabela D.2 Resultados das curvas de destilação do <i>white spirit</i> do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinótico 2 .....	81
Tabela D.3 Resultados das curvas de destilação do gasóleo do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinótico 2 .....	82
Tabela E.1 Resultados das curvas de destilação do LVGO do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinótico 1 .....	83
Tabela E.2 Resultados das curvas de destilação do <i>Spindle</i> do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinótico 1 .....	83
Tabela E.3 Resultados das curvas de destilação do 100SN do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinótico 1 .....	84
Tabela E.4 Resultados das curvas de destilação do 150SN do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinótico 1 .....	84
Tabela E.5 Resultados das curvas de destilação do 500SN do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinóticos 1 .....	84
Tabela E.6 Resultados das curvas de destilação do LVGO do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinótico 2 .....	85
Tabela E.7 Resultados das curvas de destilação do <i>Spindle</i> do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinótico 2 .....	85
Tabela E.8 Resultados das curvas de destilação do 100SN do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinótico 2 .....	85
Tabela E.9 Resultados das curvas de destilação do 150SN do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinótico 2 .....	86
Tabela E.10 Resultados das curvas de destilação do 500SN do laboratório e do <i>Aspen Plus</i> e respetivos desvios no sinótico 2 .....	86
Tabela E.11 Resultados obtidos para as temperaturas internas nos pratos 2, 3, 9, 17, 25 e 26 .....	86
Tabela F.1 Desvios absolutos obtidos para o <i>White Spirit</i> para todos os métodos do <i>Aspen Plus</i> .....	87
Tabela F.2 Desvios absolutos obtidos para o gasóleo para todos os métodos do <i>Aspen Plus</i> .....	87
Tabela F.3 Desvios absolutos obtidos para o LVGO para todos os métodos do <i>Aspen Plus</i> .....	88
Tabela F.4 Desvios absolutos obtidos para o <i>Spindle</i> para todos os métodos do <i>Aspen Plus</i> .....	88

Tabela F.5 Desvios absolutos obtidos para o 100SN para todos os métodos do <i>Aspen Plus</i>	89
Tabela F.6 Desvios absolutos obtidos para o 150SN para todos os métodos do <i>Aspen Plus</i>	89
Tabela F.7 Desvios absolutos obtidos para o 500SN para todos os métodos do <i>Aspen Plus</i>	90
Tabela G.1 Resultados obtidos no simulador para as curvas de destilação do <i>Spindle</i> quando é feita uma alteração do número de pratos totais para 90 e 60 pratos	91
Tabela G.2 Resultados obtidos no simulador para as curvas de destilação do 100SN quando é feita uma alteração do número de pratos totais para 90 e 60 pratos	91
Tabela G.3 Resultados obtidos no simulador para as curvas de destilação do 150SN quando é feita uma alteração do número de pratos totais para 90 e 60 pratos	92
Tabela H.1 Resultados da curva de destilação do <i>Spindle</i> com a alteração da TBP do crude	93
Tabela H.2 Resultados da curva de destilação do 100SN com a alteração da TBP do crude	93
Tabela H.3 Resultados da curva de destilação do 150SN com a alteração da TBP do crude	94
Tabela I.1: Resultados obtidos para as curvas de destilação do <i>Spindle</i> com a introdução de especificações de <i>design</i>	95
Tabela I.2: Resultados obtidos para as curvas de destilação do 100SN com a introdução de especificações de <i>design</i>	95
Tabela I.3: Resultados obtidos para as curvas de destilação do 150SN com a introdução de especificações de <i>design</i>	96

## Nomenclatura e Glossário

---

API – *American Petroleum Institute*

ASTM - *American Society for Testing and Materials*

FBP – *Final Boiling Point*

FCC – *Fluid Catalytic Cracking*

FOB – Fábrica de Óleo Base

IBP – *Initial Boiling Point*

IO – Índice de Octano

*Light – ends* – produtos mais voláteis do crude

T<sub>b</sub> – Temperatura de ebulição

T<sub>b0</sub> – Temperatura de ebulição inicial

TBP – *True Boiling Point*

T-2001 – Designação dada pela empresa à coluna atmosférica da Fábrica de Óleos Base

T- 2002 – Designação dada pela empresa à coluna de vácuo da Fábrica de Óleos Base

x<sub>c</sub> – fração mássica, volúmica ou molar cumulativos

## 1. Introdução

---

### 1.1 Contextualização do Trabalho e Objetivos

O trabalho realizado e apresentado neste relatório, teve como principal objetivo a simulação do funcionamento das colunas da unidade de destilação da Fábrica de Óleos Base (FOB), mais concretamente das colunas T-2001 e T-2002. Este trabalho foi realizado em parceria com a empresa Galp Energia, na refinaria da Petrogal em Leça da Palmeira, mais especificamente na Fábrica de Óleos Base da empresa.

A FOB necessita sistematicamente de alterar as condições de funcionamento das colunas de acordo com o planeamento da empresa. Tendo em conta as distintas propriedades físicas e químicas dos produtos, torna-se difícil aos operadores encontrarem imediatamente as condições ideais de funcionamento das colunas para o fim pretendido, podendo esta alteração de condições demorar alguns dias tendo em conta a falta de um modelo das colunas bem calibrado.

Neste trabalho pretende-se calibrar os modelos por simulação das colunas T-2001 (coluna de destilação atmosférica do crude) e da coluna T-2002 (coluna de destilação de vácuo do resíduo atmosférico), utilizando-se para tal o simulador *Aspen Plus*. Após a calibração do funcionamento das colunas de acordo com a realidade da empresa, pretende-se, no futuro, otimizar o funcionamento das mesmas com vista a objetivos distintos de viscosidade dos produtos.

### 1.2 O Petróleo e a sua origem

O petróleo ou crude é uma mistura complexa de hidrocarbonetos, que podem conter compostos de enxofre, nitrogénio, oxigénio, metais e outros compostos, e que é encontrado na Terra no estado líquido, gasoso ou sólido. A palavra *petroleum* é normalmente restringida para a forma líquida, mas também incluem gás natural e um sólido betuminoso [1].

O mineral fóssil foi originado há milhões de anos através da deposição, a altas temperaturas, altas pressões e numa atmosfera quase isenta de oxigénio, de restos de vegetais e animais com sedimentos. Atualmente, o petróleo é encontrado em reservatórios subterrâneos onde já existiram mares, debaixo de terra ou ainda nos oceanos. A

composição do petróleo varia consoante a sua localização geográfica e a profundidade de onde é extraído [2].

O petróleo é um recurso considerado não renovável, uma vez que são necessários milhões de anos para repor as quantidades que são extraídas e consumidas, prevendo-se que a partir de 2050 as necessidades de petróleo deixarão de ser garantidas pelas reservas [2].

O surgimento do petróleo como recurso de fundamental importância económica é uma realidade com pouco mais de um século, desde logo associada aos desenvolvimentos tecnológicos que marcaram os processos de refinação, assim como o alargamento da sua utilização a diversos setores da atividade humana [2].

### 1.3 A composição do Petróleo

O crude é uma complexa mistura líquida constituída por um vasto número de hidrocarbonetos, que consistem maioritariamente em carbono e hidrogénio em diferentes proporções [3].

Existem três classes principais de hidrocarbonetos, cuja classificação é realizada através das ligações carbono-carbono presentes. As classes são [3]:

- 1) Hidrocarbonetos Saturados: contêm apenas ligações simples carbono-carbono. São conhecidos como parafinas se forem acíclicos ou nafténicos se forem cíclicos.
- 2) Hidrocarbonetos Insaturados: contêm ligações múltiplas carbono – carbono (duplas, triplas ou ambas). Estes são insaturados porque contêm menos hidrogénios por carbono do que as parafinas. Os hidrocarbonetos insaturados são conhecidos por olefinas, sendo que os que contêm ligações duplas carbono-carbono são designados de alcenos, enquanto os que contêm ligações triplas carbono-carbono são os alcinos.
- 3) Hidrocarbonetos Aromáticos: são uma classe especial de componentes cíclicos que têm em comum uma estrutura benzénica.

## Parafinas

A parafina mais simples é o metano, CH<sub>4</sub>, seguido pelo etano, propano, butano e isobutano, n iso e neopentano [1]. Na Figura 1.1 encontram-se as estruturas dos tipos de parafinas presentes no crude.

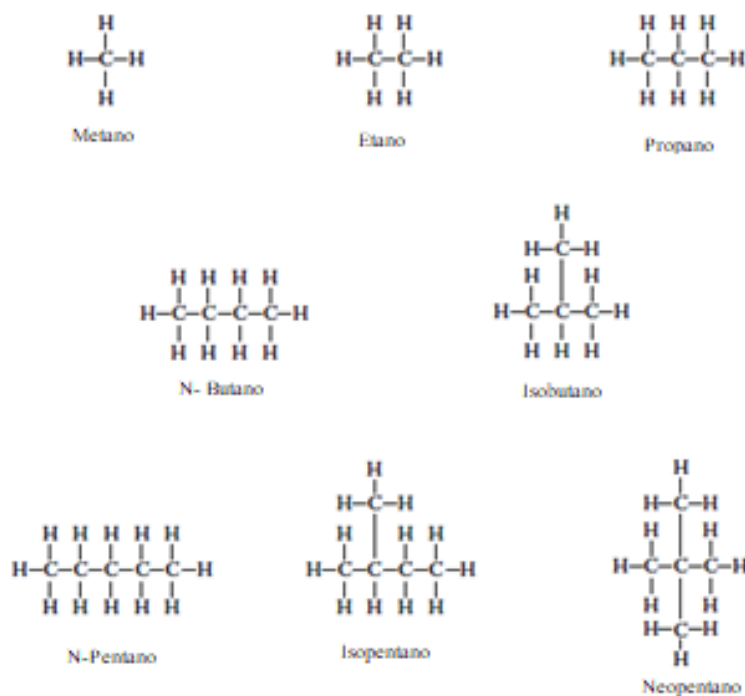


Figura 1.1 Parafinas presentes no crude (Adaptado de [1])

## Olefinas

As olefinas não se encontram naturalmente no crude, mas são formadas durante o seu processamento. As olefinas são normalmente indesejáveis nos produtos acabados devido à reatividade das ligações duplas e os componentes são mais facilmente oxidáveis e polimerizáveis para formar gomas e vernizes [1].

## Nafténicos (cicloparafinas)

Existem diversos tipos de nafténicos presentes no crude, mas com a exceção dos compostos de baixo peso molecular como o ciclopentano e o ciclohexano, eles geralmente não são tratados como compostos individuais [1].

Estes são classificados de acordo com os intervalos de ponto de ebulição e com as suas propriedades. Alguns dos tipos de componentes nafténicos presentes no crude encontram-se na Figura 1.2 [1].

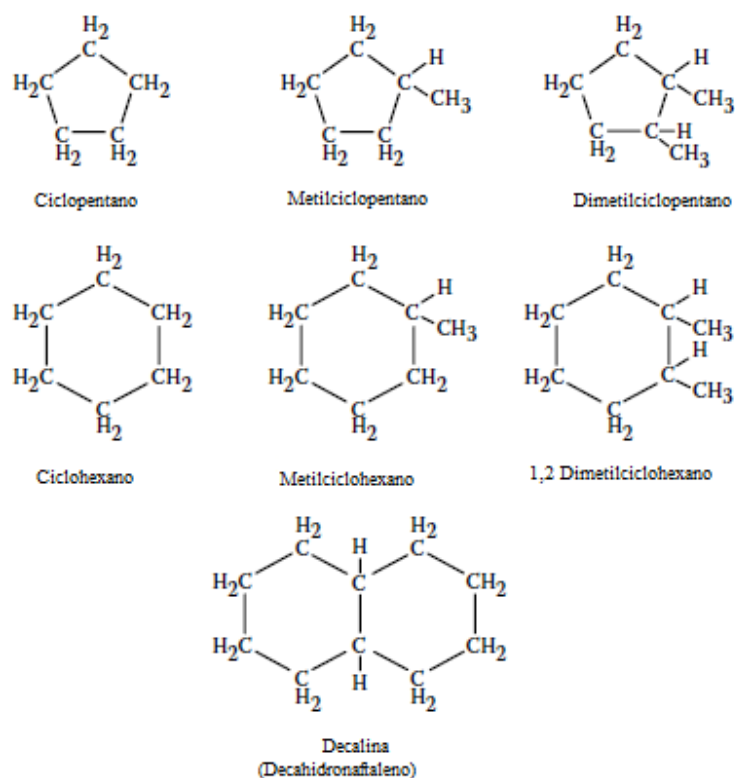


Figura 1.2 Nafténicos presentes no crude (Adaptado de [1])

## Aromáticos

Os aromáticos são hidrocarbonetos fisicamente e quimicamente muito diferentes das parafinas e cicloparafinas. Os aromáticos contêm um anel benzénico que é insaturado, mas muito estável e frequentemente comportam-se como componentes saturados. Alguns compostos aromáticos encontram-se na Figura 1.3 [1].

Aos hidrocarbonetos cíclicos, nafténicos ou aromáticos, podem ser adicionadas cadeias de parafinas no lugar de alguns átomos de hidrogénio, atacando o anel de carbono e formando uma estrutura mista [1].

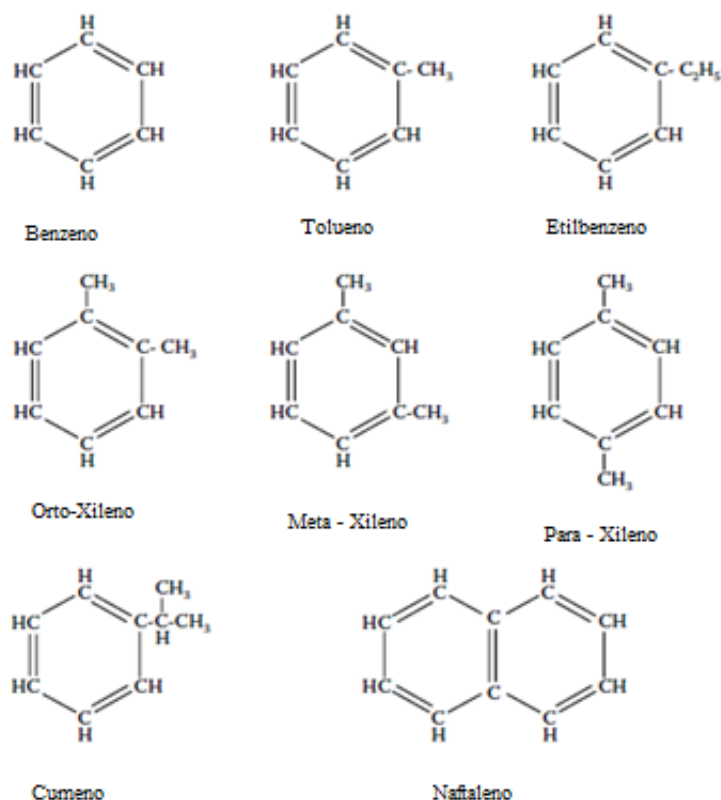


Figura 1.3 Aromáticos presentes no crude (Adaptado de [1])

## 2. Refinação

A refinação do petróleo desempenha um papel importante na vida de todos os seres humanos. A mobilidade da maioria dos veículos de transporte é resultado da utilização de produtos refinados, como o gasóleo, a gasolina, querosene para as turbinas dos aviões, entre outros [3].

As primeiras refinarias a processar o petróleo foram construídas nos locais onde o petróleo era encontrado ou então eram utilizadas refinarias de óleo de carvão. Nos primeiros tempos as refinarias eram bastante simples, utilizando-se tanques onde o petróleo era aquecido de modo a separar os componentes voláteis. Atualmente, a refinação do petróleo é uma indústria madura com uma infraestrutura e uma tecnologia de base bem estabelecida, empregando uma matriz completa de instalações de

processamentos químicos e físicos para transformar o petróleo em produtos valorizados pelos consumidores [1].

## 2.1 Processo de Refinação

O crude na sua forma natural não possui qualquer tipo de valor para os consumidores e necessita de ser transformado em produtos que possam ser usados no mercado. Diversos métodos químicos e físicos são utilizados nos processos de refinaria [1].

A refinação é iniciada com a destilação pelo aquecimento do crude em frações ou cortes. Após a separação do crude em cortes, cada corrente é convertida pela alteração do tamanho e da estrutura molecular, através de processos de *cracking*, reformação e de outros processos de conversão. Os produtos convertidos são então submetidos a vários processos de tratamento e separação de modo a remover constituintes indesejáveis e melhorar a qualidade do produto [1].

Os processos e operações de refinação do petróleo são classificadas em cinco tipos [1]:

- 1) A destilação é a separação do crude em grupos de compostos de hidrocarbonetos baseados no tamanho molecular e nos intervalos dos pontos de ebulição. Este processo decorre em colunas de destilação atmosféricas e de vácuo.
- 2) Os processos de conversão que alteram o tamanho ou a estrutura das moléculas dos hidrocarbonetos são:
  - Decomposição: Quebram moléculas compridas em moléculas mais pequenas com pontos de ebulição inferiores através de *cracking* e processos relacionados.
  - Unificação: Transformação de moléculas mais pequenas em moléculas maiores através da alquilação, polimerização e processos relacionados.
  - Reformação: Rearranjo das moléculas em diferentes estruturas geométricas por isomerização, reforma catalítica e processos relacionados.
- 3) Processos de tratamento que preparam as correntes de hidrocarbonetos para um processamento adicional e para os produtos finalizados, usando separações físicas ou químicas. Estão incluídos processos como a dessalinização, hidrodessulfurização, refino de solventes, extração com solvente e desparafinação.

- 4) A mistura é o processo onde se realiza a combinação de frações de hidrocarbonetos, aditivos e outros componentes, para produzir produtos acabados com propriedades específicas.
- 5) Outras operações de refinação incluem a recuperação dos *light-ends*, tratamento de resíduos sólidos e águas residuais, tratamento de água do processo e refrigeração, armazenamento e manuseamento, produção de hidrogénio e recuperação de enxofre.

## 2.2 Produtos da Refinação

Metano, butano, gasolina, gasóleo, *jet fuel*, são alguns dos produtos do processo de refinação do petróleo [3]. Na Figura 2.1 contém os principais produtos da refinação com os seus teores de carbono e os intervalos dos pontos de ebulição de cada um.

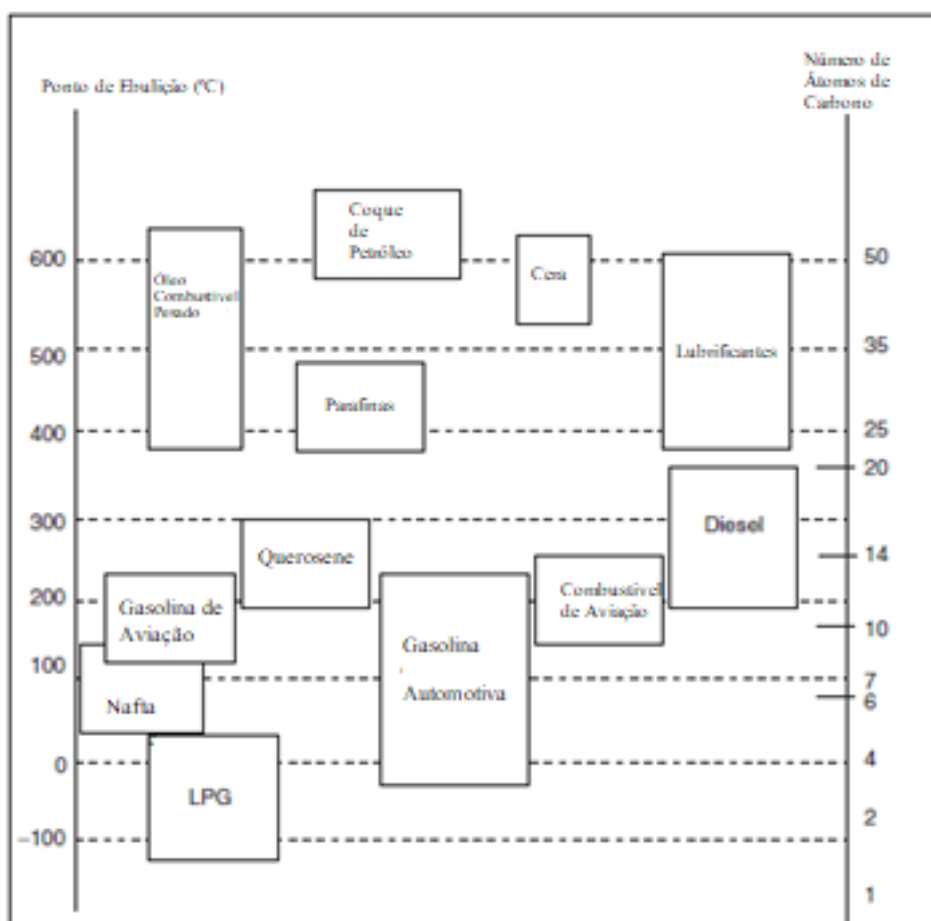


Figura 2.1 Principais produtos do petróleo escalonados pelo número de átomos de carbono e intervalos de ponto de ebulição (Adaptado de [3])

### Liquefied Petroleum Gas (LPG)

O LPG é um grupo de gases à base de hidrocarbonetos derivados da refinação de petróleo bruto ou fracionamento de gás natural. Estes incluem etano, etileno, propano, propileno, butano normal, butileno, isobutano e isobutileno. Por conveniência de transporte, esses gases são liquefeitos através de pressurização [3].

### Gasolina

A gasolina é uma mistura complexa de hidrocarbonetos, que têm tipicamente intervalos de ponto de ebulição de 38 a 205 °C [1]. A gasolina é classificada pelo índice de octano em três escalões: regular, intermédio e *Premium* [3].

- 1) Gasolina Regular: índice de octano superior ou igual a 85 e inferior a 88
- 2) Gasolina Intermédia: índice de octano superior ou igual a 88 e inferior ou igual a 90
- 3) Gasolina *Premium*: índice de octano superior a 90

O índice de octano (IO) é uma medida da qualidade da gasolina, em que é medida a resistência à detonação (poder anti-detonante) nos motores a gasolina. O índice de octano é definido por comparação com uma mistura de isooctano (IO=100) e n-heptano (IO=0), sendo que o seu valor corresponde à percentagem volúmica de isooctano na mistura [4]. Existem dois parâmetros IO usados na especificação das gasolinas: *research octane number*, RON, e *motor octane number*, MON, sendo que a diferença entre eles reside no regime de funcionamento do motor que é usado para a sua determinação.

### Querosene

A querosene é um destilado leve do petróleo que é usado em aquecedores de ambiente, fornos de cozinha e aquecedores de água, e que é adequado para usos como um recurso leve [3].

### Jet Fuel

Este tipo de combustível compreende a gasolina e a querosene e atende às especificações para o uso em unidades de energia de turbinas de aviação [3].

### Diesel

A qualidade do combustível *diesel* pode ser expressa como número de cetano ou índice de cetano. O número de cetano é expresso em termos de percentagem volúmica de

cetano, que é bastante inflamável, numa mistura com  $\alpha$  - metil – naftaleno que tem uma baixa qualidade de ignição [3]. O gasóleo rodoviário comercializado em Portugal tem de ter um índice de cetano superior a 51 equivalente a uma mistura cetano/ $\alpha$ -metil naftaleno com uma percentagem volumétrica mínima de cetano de 51%.

### Fuel Óleo

O *Fuel* óleo é maioritariamente usado no aquecimento do ambiente, sendo um mercado de muita procura em climas frios [3].

### Fuel Óleo Residual

O *Fuel* óleo residual é maioritariamente composto por resíduo de vácuo, produto de fundo da coluna de destilação de vácuo. As especificações críticas são a viscosidade e o teor de enxofre [3].

### Óleos Lubrificantes

Os lubrificantes são baseados no índice de viscosidade [3]. O índice de viscosidade expressa a taxa de variação da viscosidade de um óleo com a temperatura. Quanto maior o índice de viscosidade menor a alteração na viscosidade para uma determinada mudança de temperatura [1]. Os lubrificantes parafínicos e nafténicos têm um índice de viscosidade superior a 75 [3].

### Asfalto

O asfalto é um produto importante na indústria de construção que compreende até 20% dos produtos. Pode ser produzido apenas pela utilização de crude que contém material asfáltico [3].

### Coque

Componentes de carbono formados pela conversão do petróleo que contém resinas e asfálticos, são designados de coque de petróleo. O combustível do coque contém cerca de 85% de carbono e 4 % de hidrogénio. O balanço é composto de enxofre, nitrogénio, oxigénio, vanádio e níquel [3].

## 2.3 Propriedades dos crudes e dos produtos da refinação

Uma refinaria de petróleo é uma coleção de operações unitárias, como colunas de destilação, bombas, e permutadores de calor. A análise e o *design* destas unidades requerem o conhecimento das propriedades termodinâmicas e físicas do crude [3]. Ao conjunto destes testes laboratoriais dá-se a designação de crude *assay* [5]. A caracterização dos cortes de petróleo requer algumas propriedades medidas no laboratório:

- Densidade
- Curvas de destilação

As características mencionadas neste capítulo serão apenas as utilizadas para a realização do trabalho.

### 2.3.1 Densidade

A densidade é uma das características mais importantes de um crude ou dos seus cortes, uma vez, que permite indicar o comportamento dos mesmos durante o seu processamento [6].

A densidade relativa para líquidos é expressa pela seguinte equação [3]:

$$\text{densidade relativa} = \frac{\rho_{\text{liq.}}}{\rho_{\text{água}}} \quad (1.1)$$

Em que  $\rho_{\text{liq}}$  é a densidade do líquido e  $\rho_{\text{água}}$  é a densidade da água. Ambas as densidades, do líquido e da água, encontram-se às mesmas condições de pressão e temperatura, 1 atm e 15,6°C [3].

As densidades dos petróleos são habitualmente expressas em termos de grau API (*American Petroleum Institute*) em substituição da densidade relativa. O grau API está relacionado com a densidade relativa de tal maneira que um aumento no °API corresponde a uma diminuição da densidade relativa. Geralmente crudes mais leves, ou seja, com um grau API elevado, têm maiores rendimentos em gasolina e destilados médios, sendo assim mais valorizados que os crudes com baixo °API. As unidades da densidade API são graus (° API) e pode ser calculada através da seguinte equação [1]:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{\text{densidade relativa}} - 131,5 \quad (1.2)$$

Na Equação 1.2, a densidade relativa e o °API referem-se à massa por unidade de volume a 15,6°C comparativamente com a água a 15,6°C. O grau API dos crudes está compreendido entre 10 a 50 °API, no entanto a maioria dos crudes estão contidos num intervalo de 20° a 45 °API. O grau API não é linear, e não pode ser encontrado um valor médio para o mesmo, ao contrário do que se verifica para a densidade relativa onde é possível obter um valor médio da mesma [1].

### 2.3.2 Curvas de Destilação

Os testes de destilação realizados a um crude ou a um corte do mesmo, baseiam-se na obtenção da distribuição de temperaturas de ebulição, caracterizando a respetiva volatilidade. Os intervalos de destilação fornecem a indicação das composições de uma amostra e o seu comportamento durante a refinação e armazenamento [5].

Os resultados dos testes de destilação são apresentados sob a forma de gráficos designados de curvas de destilação, nas quais estão representadas as temperaturas de ebulição em função da percentagem destilada, em massa ou volume. Para os testes apresentados de seguida, a medição das temperaturas de ebulição é realizada entre o ponto inicial (IBP - *initial boiling point*) e o ponto final (FBP- *final boiling point*), definindo o intervalo de destilação, e onde os pontos intermédios geralmente correspondem às percentagens destiladas de 5, 10, 20, 30, 50, 60, 70, 80, 90 e 95%. A temperatura a que a primeira gota de condensado é recolhida denomina-se de ponto de ebulição inicial (IBP) e o ponto final (EBP) é a temperatura máxima do vapor quando a maior parte da amostra já está destilada (acima de 95%) [3].

A destilação ASTM (*American Society for Testing and Materials*) ou a TBP (*True Boiling Point*) são testes que caracterizam a volatilidade dos cortes do petróleo e do crude. Ambas são destilações *batch* que diferem no grau de fracionamento e refluxo impostos na destilação [3].

## Destilação ASTM

A destilação ASTM realiza-se num equipamento simples constituído por um balão onde se encontra a amostra, que está ligado a um condensador inclinado onde são condensados os vapores ascendentes, ou seja, é essencialmente uma destilação *batch* com um andar de equilíbrio e sem refluxo. Os cortes destilados são recolhidos numa proveta graduada. A temperatura dos vapores é medida em intervalos de tempo específicos dos destilados recolhidos [3].

Para a gasolina, querosene e destilados leves e do meio da coluna, é utilizado o método ASTM D86 que é realizado à pressão atmosférica. Para produtos pesados do petróleo que tendem a decompor-se na destilação à pressão ambiente, mas que podem ser parcialmente ou completamente vaporizados à temperatura máxima de 400°C e pressão até 1 mmHg, utiliza-se o método ASTM D1160, que é realizado a pressões entre 1 e 760 mmHg [3].

O fracionamento mínimo ocorre na destilação ASTM, e os componentes na mistura não destilam um por um na ordem dos seus pontos de ebulição, mas como misturas com uma gama de pontos de ebulição significativa [3].

As temperaturas obtidas por uma destilação ASTM não representam as temperaturas de ebulição reais dos componentes presentes numa fração petrolífera, devido ao seu grau de fracionamento, que afeta o valor das IBP e FBP [3].

## Destilação TBP (*true boiling point*)

A curva de destilação TBP garante uma caracterização mais detalhada da volatilidade do crude e dos cortes do mesmo. Aliás, é a partir desta que se criam os pseudo-componentes necessários à modelação da destilação contínua. Os testes TBP realizam-se em colunas com cerca de 15 pratos teóricos e com uma razão de refluxo de 5. Os vapores ascendentes são condensados e recolhidos em pontos de ebulição constantes ou numa taxa constante de amostra vaporizada [3].

A operação é realizada a 760 mmHg para pontos de ebulição abaixo dos 400°C e para pontos de ebulição superiores a este ocorre a pressões mais baixas, de até 1 mmHg. Os resultados obtidos em vácuo são posteriormente corrigidos para a pressão atmosférica, através de extrapolações [3]. O elevado grau de fracionamento destes testes fornece uma

distribuição precisa dos componentes em que, devido ao maior grau de separação, a IBP é mais baixa e a FBP é mais alta do que as obtidas pelos testes ASTM, como se pode ver na Figura 2.2.

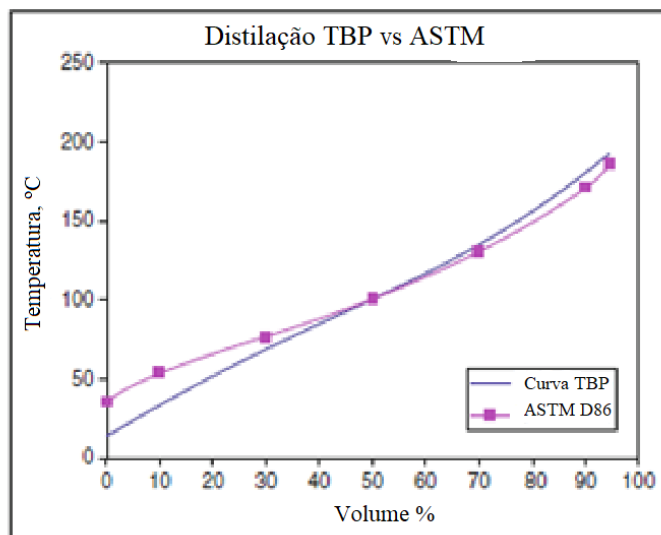


Figura 2.2: Exemplos de Curvas ASTM D86 e TBP [3]

## 2.4 Destilação

A destilação é utilizada numa refinaria com a finalidade de separar o crude que lhe é alimentado, em cortes de acordo com os pontos de ebulição. As altas eficiências e os baixos custos são alcançados se a separação do crude for realizada em duas etapas: a primeira feita através da separação do crude numa coluna de destilação que se encontra a operar à pressão atmosférica e a segunda alimentando o produto de fundo da coluna de destilação atmosférica (resíduo atmosférico) a uma outra coluna de destilação que funciona a vácuo [1].

A destilação a vácuo é utilizada para separar os cortes mais pesados, pois numa destilação atmosférica o aumento da temperatura fará com que haja *cracking* térmico, o que resulta numa perda de gás seco, descoloração do produto e incrustações de equipamentos devido à formação de coque [1].

As unidades de destilação do crude podem ser consideradas, de acordo com o ponto de vista da engenharia, como uma coluna de destilação multicomponentes. Os programas comerciais de simulação de processos industriais modelam as unidades de destilação do

crude como um caso de destilação multicomponente com pseudo-componentes fictícios ao invés dos componentes definidos normalmente [3].

No entanto, como o crude é uma mistura de milhares de componentes e devido à limitação de qualquer coluna de destilação em termos da sua capacidade de separar todos esses componentes, existem aspetos operacionais específicos que caracterizam a operação das unidades de destilação de crude [3].

O grau de separação do crude é determinado pelos designados *gap* ou *overlap* entre duas correntes laterais de produtos adjacentes. Atendendo, por exemplo, aos produtos de petróleo e gasóleo na coluna de destilação atmosférica, diz-se existir um *overlap* quando o ponto final de ebulição do petróleo é superior ao ponto inicial de ebulição do gasóleo, verificando-se a sobreposição das suas curvas de destilação. Num caso ideal seria esperado a inexistência de um *overlap* entre produtos adjacentes. Quando se tem uma diferença positiva entre o ponto ASTM 5% do gasóleo e o ponto ASTM 95% do petróleo considera-se que há um *gap*, que é indicador de uma boa separação. Quando a diferença entre os dois pontos é negativa verifica-se a ocorrência de um *overlap* que revela a existência de componentes mais leves no gasóleo e/ou mais pesados no petróleo. Controlando o ponto de corte de dois produtos consecutivos é possível afetar o grau de separação. Na Figura 2.3 ilustra-se o conceito de *gap* e *overlap* [3].

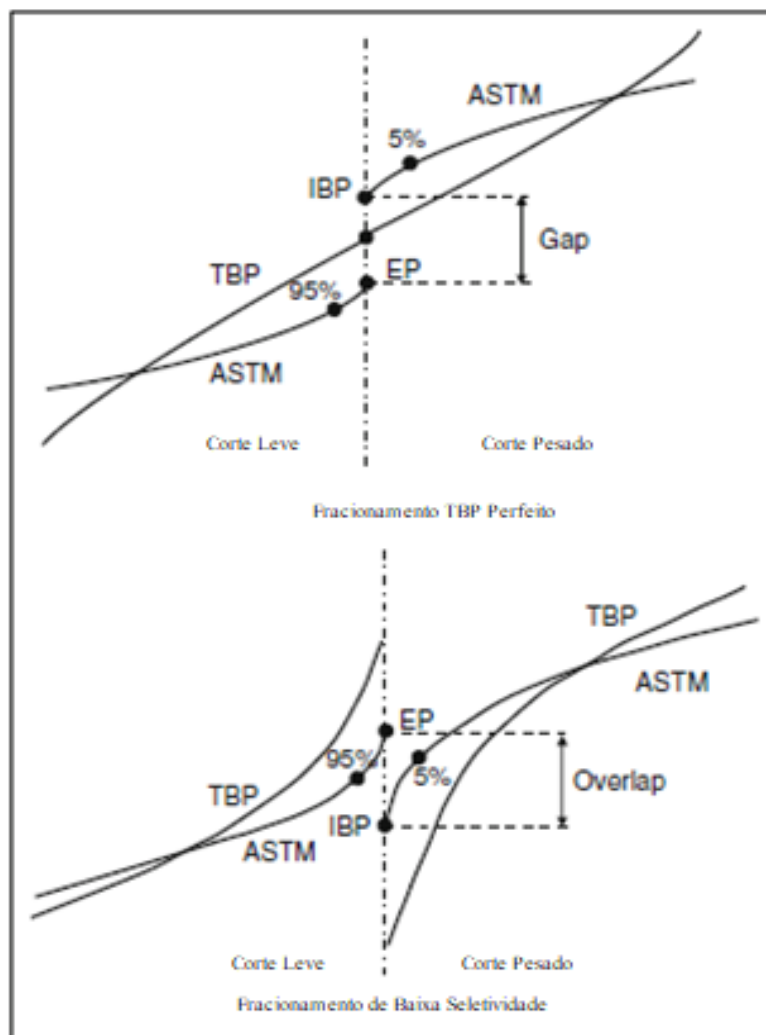


Figura 2.3 Conceito de *gap* e *overlap* numa destilação fracionada [3]

Uma separação de qualidade entre duas correntes consecutivas é afetada por muitos fatores como os caudais de vapor e líquido nas zonas da coluna entre estas duas correntes, o número de pratos e o calor trocado pelos *pumparounds*. A qualidade da separação é formulada em termos de *gap* e *overlap* dos produtos. Para uma separação perfeita, deveria ter-se zero *gap* e zero *overlap*, o que significaria que o ponto final de ebulição da corrente mais leve é o ponto inicial da corrente mais pesada [3].

#### 2.4.1 Dessalinização de Crudes

Para os casos em que o teor de sal no crude é superior a 4,54 kg (expressos em NaCl), o crude é sujeito a uma dessalinização para minimizar o incrustamento e a corrosão causados pela deposição de sal nas superfícies de transferência de calor. O sal presente

no crude encontra-se dissolvido ou na forma de cristais suspensos em água emulsionada com o crude. A segunda razão para que se realize a dessalinização do crude é a de remoção de partículas suspensas no mesmo, o que leva à erosão e oxidação de tubagens, tanques e a contaminações [1].

O processo de dessalinização é realizado pela mistura do crude com água a temperaturas entre os 93 e os 149°C [1]. A água adicionada não é possível de separar do crude posteriormente pela ação da gravidade, sendo necessária a utilização de uma separação da água electrostática. No dessalinizador electrostático, existem dois eléctrodos onde é aplicada uma voltagem suficiente para que haja a formação de gotas de água salgada e por coalescência migram por gravidade para a fase aquosa, sendo possível decantar as duas fases (fase aquosa e fase do óleo) [3].

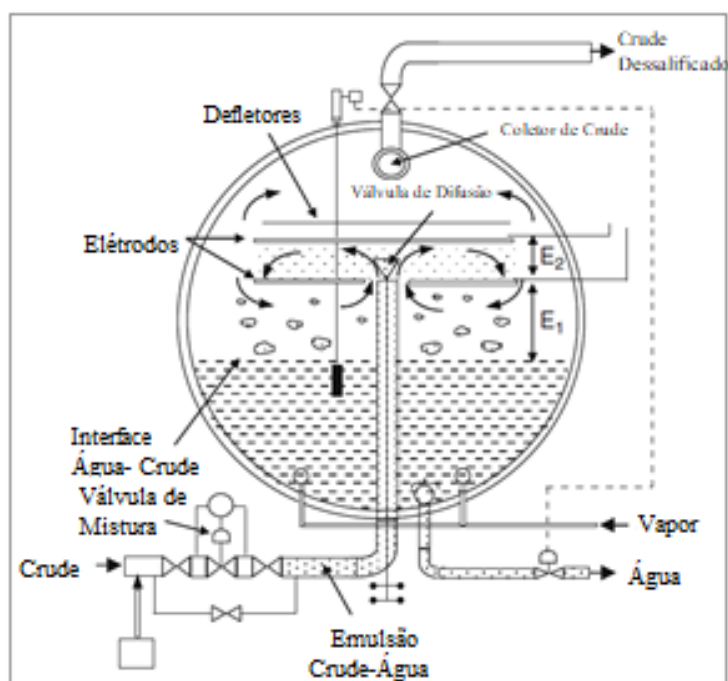


Figura 2.4 Diagrama simplificado de um dessalinizador electrostático (Adaptado de [3])

#### 2.4.2 Destilação Atmosférica

Após o processo de dessalinização, o crude é bombeado para uma série de permutadores de calor para que seja possível o aumento da sua temperatura até cerca de 288 °C, pela troca de calor entre o crude e as correntes de refluxo. Antes de ser alimentado à coluna de destilação atmosférica, o crude passa numa fornalha onde eleva a sua temperatura até cerca de 330-385°C e é alimentado a uma coluna de destilação [1], [3].

A coluna de destilação atmosférica, opera à pressão atmosférica e é composta por um conjunto de pratos onde existem válvulas de borbulhamento. A fase líquida, ou condensada, tem um movimento descendente na coluna onde acaba por ser recolhida no fundo da coluna, enquanto a fase gasosa tem um movimento ascendente. Tal fenómeno ocorre devido ao decréscimo da temperatura na coluna, isto é, no fundo da coluna as temperaturas são mais elevadas do que as temperaturas no topo da mesma. Cada prato tem uma temperatura diferente, para que seja possível a condensação dos hidrocarbonetos cujos pontos de ebulição (ou de condensação) sejam superiores à temperatura do prato. Os gases que vão subindo pela coluna com o auxílio do vapor de retificação injetado na coluna, passam através das perfurações dos pratos e borbulham no líquido ali condensado. Caso o seu ponto de ebulição seja superior à temperatura do líquido, estes condensam e permanecem nesse prato, no entanto no caso do ponto de ebulição ser inferior, estes permanecem na fase gasosa e continuam o seu movimento ascendente no sentido do topo da coluna de destilação, até encontrarem a temperatura necessária para que ocorra a sua condensação [7].

Para que se realize a separação é necessário remover calor ao longo da coluna com a utilização de um condensador e ainda pela utilização de *pumparounds*. Os *pumparounds* são correntes de líquido removidas lateralmente de um prato que serão arrefecidas em permutadores de calor e que depois retornam à coluna em pratos acima daquele prato de onde foi removida. A utilização de *pumparounds* leva a uma condensação maior dos vapores, proporcionando um maior refluxo na coluna para compensar a remoção dos produtos condensados da coluna, o calor da coluna é removido a temperaturas mais elevadas do que no condensador provocando um aumento da eficiência da coluna e a alimentação realizada na fornalha será menor. Existem ainda reduções nos caudais de vapor na coluna levando a que a coluna tenha menores dimensões. Em contrapartida, a utilização de *pumparounds* provoca um menor grau de fracionamento, uma vez que o líquido mais fracionado é arrefecido e posteriormente misturado com um líquido menos fracionado nos pratos acima [3].

Os produtos laterais da coluna são normalmente retificados para que seja possível um controlo do ponto de ebulição inicial, sendo que para tal são usados *Strippers*. Os *Strippers* contêm entre 4 e 10 pratos e a retificação é realizada com a utilização de vapor alimentado no fundo do mesmo. O ponto de ebulição final é controlado através do caudal de produto da corrente lateral [3]. O vapor de retificação e os componentes leves presentes

no corte realizado, são novamente alimentados à coluna principal num prato acima daquele em que foi feita a remoção [1].

Na destilação atmosférica obtêm-se essencialmente nafta, gasóleo pesado, petróleo e resíduo atmosférico.

#### 2.4.3 Destilação a Vácuo

Para que seja possível extrair mais destilados do resíduo atmosférico, o produto de fundo da coluna atmosférica, é enviado para uma unidade de destilação a vácuo [3].

As temperaturas de saída da fornalha para alimentar uma nova destilação atmosférica seriam tão elevadas que levariam a que o resíduo proveniente da destilação atmosférica sofresse *cracking*, isto é, decomposição e conseqüentemente formação de incrustações nos equipamentos e perda de produto. Assim, o resíduo atmosférico é destilado a pressões abaixo da pressão atmosférica, pressões de vácuo, tendo em conta que as temperaturas de ebulição diminuem com a diminuição da pressão. À semelhança do que ocorre na destilação atmosférica, também na destilação de vácuo é necessária uma corrente de vapor que auxiliará a movimentação das correntes formadas de vapor no sentido ascendente da coluna [1].

As unidades de destilação a vácuo estão equipadas com um sistema de vácuo que é constituído por ejetores ou uma combinação de ejetores e bombas [3].

No caso da destilação a vácuo obtêm-se produtos como o gasóleo leve, resíduo de vácuo e outro tipo de óleos base.

### 3. Portugal e o Petróleo

---

Portugal é um país cujos recursos energéticos próprios são escassos, isto é, recursos que asseguram a generalidade das necessidades energéticas dos países desenvolvidos, nomeadamente petróleo, carvão e gás natural. Portugal consome anualmente energia primária no valor de 26 milhões de toneladas equivalentes de petróleo. Desses, quase 64% (cerca de 17 milhões de toneladas) são petróleo e gás natural [8].

Durante boa parte dos anos 80 do século passado e entre 1998 e 2009, o consumo de petróleo e gás esteve acima dos 70% do total consumo energético, verificando-se um decréscimo com o investimento em barragens, energia solar e eólica. Em 2018 o peso do consumo de petróleo e gás natural foi de 63,8% e se se contabilizarem os consumos de carvão, mais de 74% de consumo de energia em Portugal é de origem fóssil [8].

Contabilizando-se estes consumos monetariamente, conclui-se que em 2018 Portugal teve uma fatura de mais de 6,8 mil milhões de euros em importações de crude e gás, o que equivale a cerca de um décimo das importações totais do país [8].

Segundo a Direção geral de Energia e Geologia, o consumo anual de petróleo equivale a 2,2 toneladas equivalentes de petróleo por habitante [9].

#### 3.1 Indústria Petrolífera em Portugal

A atividade de refinação de petróleo em Portugal teve início em 1940, com a abertura da refinaria da Sacor em Cabo Ruivo. Passados 30 anos, em 1970, é inaugurada a refinaria do Porto, sendo publicado um Despacho Ministerial em que se estabelece o plano petrolífero, incluindo a criação duma nova refinaria no sul do país, a expansão da refinaria do Porto e a criação da indústria petroquímica. Assim, em 1978 nasceu a refinaria de Sines que é uma unidade industrial estratégica para a atividade económica do país [10].

Já no século XXI, e visto a insuficiente produção de gasóleo para satisfazer a procura deste combustível a nível ibérico por parte da indústria de refinação da península, a Galp Energia tomou a decisão de modernizar e reequipar as suas refinarias de maneira a maximizar a produção de gasóleo em detrimento do *fuel* óleo, e aumentar a flexibilidade do seu aparelho refinador [10].

Atualmente o aparelho refinador de Portugal encontra-se exclusivamente a cargo da Galp Energia, e é constituído por duas refinarias, uma em Matosinhos e outra em Sines. Em conjunto estas duas refinarias têm uma capacidade de refinação de 330 mil barris de crude por dia [11].

A refinaria de Sines dispõe de uma capacidade de destilação instalada de 10,4 Mt/ano e duma configuração processual orientada para a maximização da produção de gasolinas a partir da matéria prima dispondo, para isso, de meios de conversão catalítica de destilados muito pesados – Unidade FCC (*Fluid Catalytic Cracking*). A refinaria do Porto dispõe de uma capacidade de destilação instalada de 4,5 Mt/ano e a sua configuração processual privilegia a produção simultânea de combustíveis, óleos base, lubrificantes, produtos aromáticos de base para indústria petroquímica, solventes industriais e ceras de petróleo [12].

### 3.1.1 Refinaria de Matosinhos

Em 1969 começou a laborar a refinaria do Porto localizada mais concretamente entre o lugar da Boa-Nova e o lugar do Cabo do Mundo em Leça da Palmeira, com cerca de 290 hectares. Esta encontra-se interligada ao porto de Leixões por vários oleodutos com uma extensão de cerca de 2 km [13].

Inicialmente, a refinaria iniciou o trabalho em três fábricas diferentes, na de óleos base, de lubrificantes e de combustíveis e mais tarde entrou em laboração a fábrica de aromáticos. Ao longo dos anos a refinaria sofreu várias alterações de modo a aumentar as suas capacidades de produção e ainda de melhoria de condições para produção de produtos de melhor qualidade [13]. Na Figura 3.1 apresenta-se a configuração da refinaria do Matosinhos.

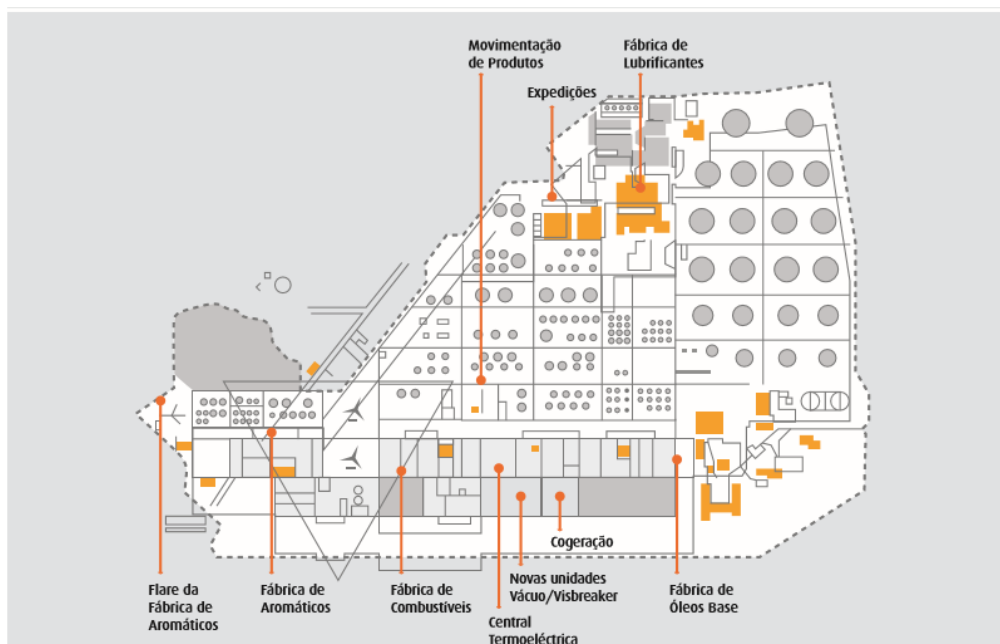


Figura 3.1 Configuração da Refinaria de Matosinhos [14]

### 3.1.2 Fábrica de Óleos Base

A Fábrica de Óleos Base (FOB), unidade integral no complexo da refinaria de Matosinhos do Porto desde a sua origem, arrancou em 1969 com a finalidade de produzir óleos base (constituente principal dos óleos lubrificantes e dos óleos de processamento), parafinas e betumes comercializados no mercado interno e externo. A capacidade inicial da fábrica foi substancialmente ampliada após o “*revamping*” de 1984, com aumento de produção de óleos base e parafinas, enquanto o aumento de produção de betumes ocorreu em 1988 [15].

Tabela 3.1 Produtos e capacidades de produção da fábrica de óleos base [15]

Produto	Capacidade Inicial (ton)	Capacidade Atual (ton)
Óleos Base	100 000	150 000
Parafinas	5 000	12 000
Betumes Asfálticos	30 000	150 000

Os produtos obtidos na FOB têm diversas aplicações, tais como é possível observar na Tabela 3.2.

Tabela 3.2 Aplicações dos produtos obtidos na FOB [15]

Óleos	Parafinas	Betumes Asfálticos
- Lubrificantes (Indústria automóvel, aviões, marinha, compressores e turbinas)	- Embalagens - Velas - Madeira - Plásticos	- Pavimentação - Impermeabilização
- Tintas	- Indústria Alimentar e Farmacêutica	
- Indústria da Cortiça e da Borracha	- Cosméticos	
- Sistema Hidráulicos e de Aquecimento		
- Plásticos		
- Outros		

A matéria prima utilizada nesta fábrica é o petróleo bruto essencialmente parafínico, o *Arabian Light*. A FOB após uma separação prévia das frações dos hidrocarbonetos mais leves que são enviadas para a fábrica de combustíveis, fraciona o resíduo mais pesado, produzindo destilados que são o primeiro estágio da produção de óleos base. A Fábrica de Óleos Base é constituída por unidades processuais que utilizam processos físico-químicos que conferem diversas propriedades aos destilados, nos sucessivos tratamentos, para obtenção dos óleos base correspondentes. As unidades processuais da FOB são [15]:

- Unidades de Destilação: Destilação Atmosférica e Destilação no Vácuo
- Unidade de Desasfaltação pelo Propano
- Unidade de Extração de Aromáticos pelo Furfural
- Unidade de Desparafinação por MEK: Desparafinação e Fracionamento
- Unidade de Tratamento de Óleos por Hidrogénio
- Unidade de Hidrogenação de Parafinas
- Unidade de Produção de Betumes

Na seguinte Figura 3.2, apresenta-se um esquema representativo das unidades processuais constituintes da FOB.

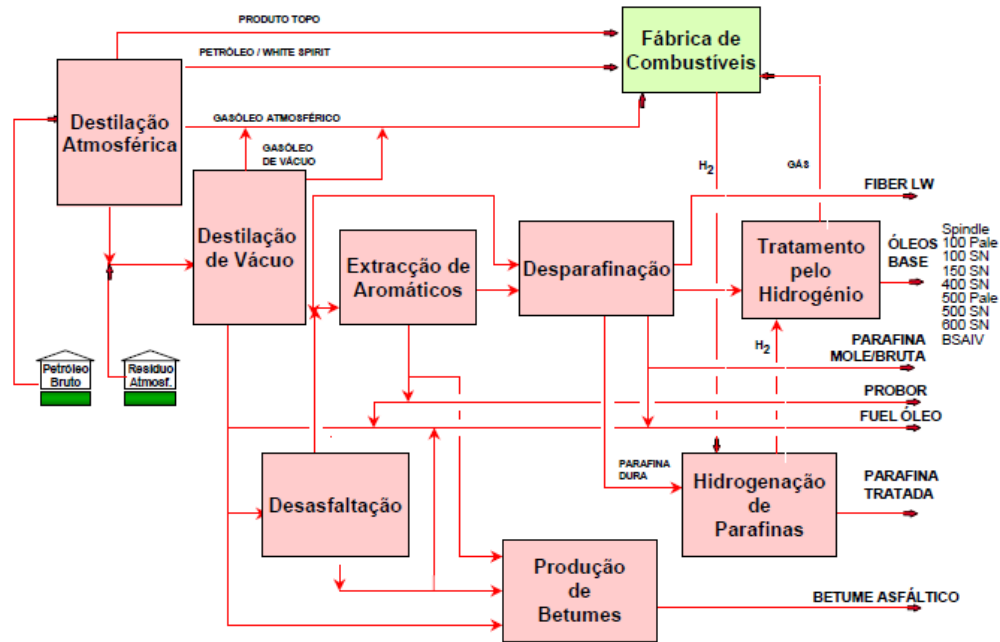


Figura 3.2 Unidades Processuais da FOB e os respetivos produtos [15]

### 3.1.3 Unidade de destilação - UN 2000

A unidade de destilação – UN2000 é composta por duas colunas de destilação em condições de funcionamento diferentes, em série, sendo a primeira uma coluna de destilação atmosférica e de seguida uma coluna de destilação a vácuo [15].

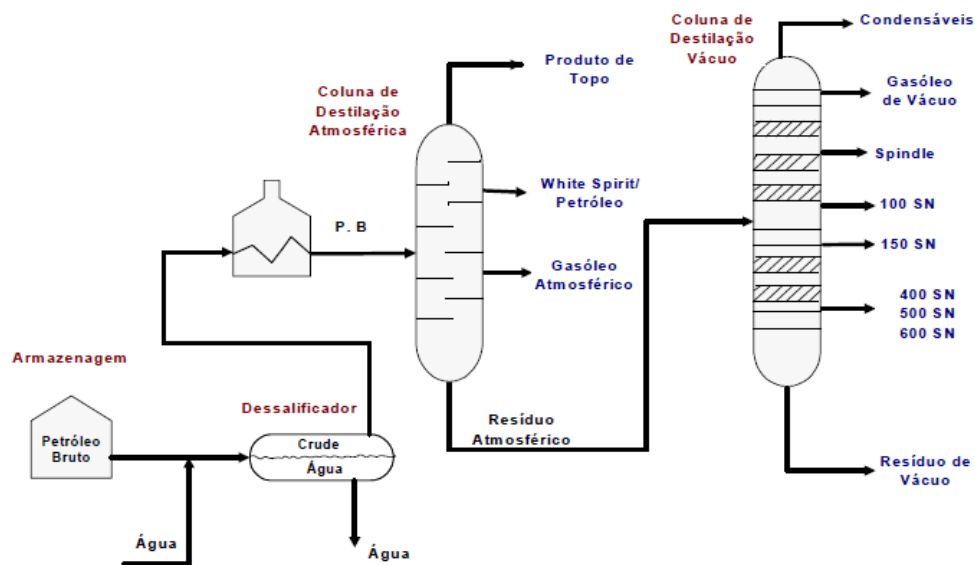


Figura 3.3 Esquema representativo da unidade UN2000 [15]

O petróleo bruto que provém do armazenamento, é bombeado para uma série de permutadores de calor, onde o petróleo é pré-aquecido. Ao longo desse percurso nos permutadores, o petróleo sofre uma adição de água e é encaminhado para um dessalinizador. A adição de água é realizada para que seja possível a dissolução de sais presentes no petróleo bruto que possam posteriormente apresentar tendência de deposição nas superfícies de transferência de calor nos permutadores e nas tubagens. No dessalinizador é feita a separação da água do petróleo bruto, através de um mecanismo electrostático [15].

De seguida o petróleo é encaminhado a mais alguns permutadores e por fim para uma fornalha, onde lhe será fornecida a energia necessária para a separação na coluna de destilação atmosférica. Após sair da fornalha, o petróleo é então alimentado à coluna de destilação atmosférica, que opera à pressão atmosférica, onde é feita uma separação do mesmo nos seguintes cortes: *Lights* (LPG, Gasolina leve e Gasolina Pesada), Petróleo/*White Spirit*, Gasóleo Atmosférico e Resíduo Atmosférico. À exceção do resíduo atmosférico que é enviado para a secção de vácuo, todos os restantes produtos são enviados para a fábrica de combustíveis [15].

O resíduo atmosférico, após sair da coluna atmosférica, é enviado a uma fornalha onde lhe será conferida a temperatura necessária para a separação do mesmo na coluna a vácuo, onde é alimentado após a passagem na fornalha. Na coluna de destilação a vácuo é realizada uma separação do resíduo atmosférico nos seguintes cortes: Gasóleo de Vácuo, *Splindle*, 100SN, 150SN, 500SN, e ainda em Resíduo de Vácuo. O gasóleo de vácuo é enviado para a fábrica de combustíveis, os óleos destilados são enviados para armazenamento para posterior tratamento nas unidades seguintes e o resíduo de vácuo é enviado para o tanque de alimentação da unidade de Desasfaltação pelo propano, para a unidade de produção de Betumes e/ou para a corrente de fuelóleo de queima da refinaria [15].

## 4. Simulação de Processos

---

### 4.1 Simuladores de Processos

Os simuladores de processos químicos industriais são uma ferramenta informática cuja base são os primeiros princípios, relações de equilíbrio baseados em modelos termodinâmicos e normalização das composições naquilo a que se chama *MESH equations* (*material, equilibrium, summation and heat*). Estes têm uma utilidade elevada no projeto e otimização de unidades piloto ou industriais e ainda na resposta rápida ao comportamento do processo quando se realizam alterações nas diversas variáveis do mesmo. Os simuladores de processos têm a funcionalidade ainda de otimizar condições operatórias de processos e instalações já existentes, acompanhar uma instalação em toda a sua vida útil antecipando as alterações necessárias economicamente mais vantajosas ou ampliações do mesmo, desenvolver balanços de massa e energia, fazer a comparação de alternativas diferentes de projeto, avaliar custos, dimensionar o equipamento e ainda avaliar rendimentos em diferentes condições de operação [16].

De modo a que a utilização do simulador seja a mais correta é necessário [16]:

- Definir as operações unitárias do processo e a sua sequência
- Definir as correntes, caudais, que fazem parte das operações unitárias
- Escolher o modelo que simule corretamente as operações unitárias
- Especificar os componentes químicos do processo que pode ser efetuado a partir do banco de dados do simulador ou ser dada pelo utilizador
  - Escolher os modelos termodinâmicos apropriados que representem as propriedades dos componentes puros e as suas misturas
  - Especificar os caudais e das condições termodinâmicas das correntes
  - Especificar as condições operatórias das operações unitárias do diagrama de processos.

#### 4.1.1 Simulador *Aspen Plus*

O *Aspen Plus* é uma ferramenta de modelação de processos, isto é, permite simular o comportamento de uma instalação através do fornecimento de condições operatórias realistas, dados termodinâmicos consistentes e modelos rigorosos de dimensionamento de equipamentos [17],[16].

Esta ferramenta possibilita a sua utilização para diversos tipos de indústrias, nomeadamente, de metais e minerais, geração de energia, petrolíferas e ainda de polímeros [18].

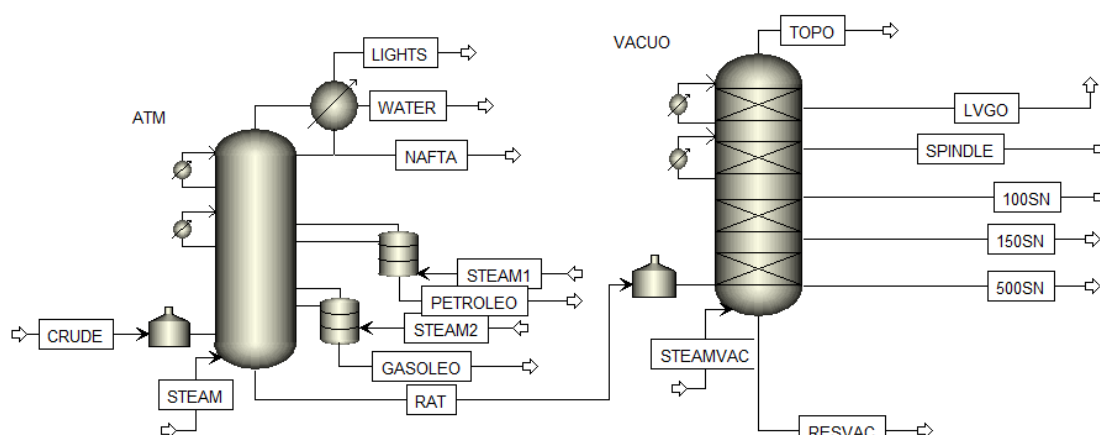
## 5. Calibração dos Modelos por Simulação da T – 2001 e da T - 2002

Neste presente capítulo encontram-se todas as informações relativamente ao *assay* do crude, nomeadamente a sua composição e as suas características, as condições operatórias das duas colunas de destilação em estudo e ainda a escolha do melhor método a utilizar no simulador.

A calibração do modelo por simulação das colunas T-2001 e T-2002 mostra-se necessária, uma vez que posteriormente se pretende proceder à otimização das mesmas, maximizando o rendimento em cada um dos óleos base, havendo a necessidade que os resultados no simulador sejam os mais próximos da realidade quanto possível. Este processo será realizado através da utilização do simulador *Aspen Plus V9*.

### 5.1 Tratamento de dados no *Aspen Plus*

Na simulação efetuada construiu-se o diagrama de fluxos representado na Figura 5.1 constituído por dois blocos PetroFrac que representam as colunas atmosférica e de vácuo ligadas em série.



**Figura 5.1** Diagrama de fluxos das unidades de destilação atmosférica (ATM) e destilação a vácuo (VACUO) construída em *Aspen Plus*.

#### 5.1.1 Crude

Os resultados das características dos petróleos brutos são normalmente fornecidos através dos designados crude *assays*. Estes contêm informação específica do petróleo bruto, nomeadamente o grau API, a quantidade de enxofre e de metais presentes no

mesmo, a viscosidade cinemática entre outros, bem como de todos os produtos das colunas de destilação atmosférica e de vácuo [6].

A qualidade do petróleo bruto é maioritariamente avaliada de acordo com o grau API, a quantidade de aromáticos, enxofre, metais e nitrogénio, pela razão carbono-hidrogénio, viscosidade, entre outros. Crudes com elevados graus API contêm normalmente altos conteúdos de parafinas, baixa razão carbono-hidrogénio, baixo conteúdo em enxofre e metais e baixa viscosidade. Deste modo, o grau API é considerado como o parâmetro primário de quantificação da qualidade do petróleo bruto [6].

Através de dados fornecidos pela empresa sabe-se que o crude utilizado pela mesma é do tipo *Arabian Light*, cujo grau API é 32,5 correspondendo à densidade a 15°C de 0,864 g/mL e cuja percentagem de enxofre é de 2,01 % (m/m).

Na Tabela 5.1 apresenta-se o *Flash Assay* do crude *Arabian Light* utilizado na empresa, que é constituído pelos intervalos de temperaturas, °C, a que se dão os cortes dos produtos pretendidos e o respetivo rendimento volumétrico, %. A destilação foi efetuada numa coluna de *Flash Assay* seguindo o método ASTM D2892 (TBP), para temperaturas inferiores a 400 °C, e o método ASTM D5236 (*Potstill*), para as frações mais pesadas, para a determinação dos rendimentos da destilação.

Tabela 5.1 *Flash Assay* do crude *Arabian Light* utilizado na empresa

Corte	Rendimento Volumétrico (%)	Intervalo de Temperaturas de corte (°C)
LPG e Fuel -Gás	1.9	< 20
Nafta Ligeira e Média	4.3	20-65
Nafta Pesada	12.3	65-145
Petróleo	15.8	145-230
Gasóleo Ligeiro	11.0	230-290
Gasóleo Pesado	14.8	290-375
Gasóleo de Vácuo Ligeiro	11.8	375-470
Gasóleo de vácuo Pesado	8.5	470-540

A curva TBP do crude fornecida pela empresa era constituída apenas por pontos até 80,4% de volume de destilado, correspondente a uma temperatura de 540 °C, pois é a temperatura máxima a que o método de *pot still* forneceu resultados. Assim, de forma a fornecer mais informação relativa à parte final de destilação ao simulador, ajustou-se os pontos experimentais à equação 5.1 de forma a permitir extrapolar para os pontos 90, 95 e 99% de volume destilado.

A curva TBP pode ser ajustada à seguinte equação generalizada [3]:

$$P^*_{calc} = \left[ \frac{A}{B} \times \ln \left( \frac{1}{x^*} \right) \right]^{\frac{1}{B}} \quad (5.1)$$

Onde [3]:

$$P^* = \frac{T_b - T_{b0}}{T_{b0}} \quad (5.2)$$

$$x^* = 1 - x_c \quad (1.3)$$

O ponto de ebulição  $T_b$  é em Kelvin,  $x_c$  fração mássica, molar ou volumétrica cumulativas e o  $T_{b0}$  é ponto de ebulição quando  $x_c = 0$  e que deve ser igual ou inferior ao IBP dado no *assay* do crude. Os parâmetros A e B são obtidos pelo ajuste à equação que representa os dados do *assay* do crude [3].

A extrapolação foi realizada após o ajuste segundo o critério dos mínimos quadrados e com o auxílio da ferramenta de otimização do Solver do Excel. No Anexo A é possível consultar os cálculos efetuados para determinação dos valores de temperatura para os pontos de 90, 95 e 99%. O método usado foi o do gradiente reduzido generalizado que é uma técnica de otimização matemática restringida que procurou os parâmetros do modelo que ajustassem melhor um determinado conjunto de dados de maneira a minimizar a soma dos quadrados das diferenças entre a curva ajustada e os dados (diferenças essas designadas de resíduos)[19].

De acordo com a equação 5.2 é verificada a necessidade do conhecimento da temperatura  $T_{b0}$ , no entanto não nos foi fornecido esse dado. Deste modo, à semelhança do que acontece com os parâmetros A e B, também  $T_{b0}$  foi um parâmetro ajustável.

Aquando da realização do ajuste de dados com a utilização de um modelo estatístico pode acontecer um fenómeno denominado de sobreajuste, que consiste num ajuste

demasiado bom para um determinado conjunto de dados, que se vem a confirmar ineficaz na previsão de novos resultados. Uma amostra apresenta normalmente desvios causados por erros de medição ou fatores aleatórios e o sobreajuste ocorre quando o modelo procura também ajustar estes erros. Um modelo sobreajustado apresenta uma alta precisão quando este está a ser testado com o conjunto de dados inserido inicialmente, porém quando é adicionado um novo dado o modelo deixa de apresentar uma boa representação da realidade [20]. Com a finalidade de não existir um sobreajuste do modelo, foi imposta uma restrição ao coeficiente de determinação,  $r^2$ , sendo esta igual ou inferior a 0,99. Salienta-se ainda que a curva TBP presente na Tabela 5.2 foi determinada em junho de 2019 e pode não corresponder à verdadeira curva quando os resultados fornecidos pela empresa foram recolhidos, isto é, os barris de crude não apresentam sempre as mesmas características devido à sua natureza que depende de diversos fatores naturais. Na Tabela 5.2 encontra-se a curva TBP do crude em estudo com os resultados da extrapolação realizada.

**Tabela 5.2** Curva TBP do crude *Arabian Light* em estudo

<b>% Volume Recuperado de Destilado</b>	<b>Temperatura (°C)</b>
<b>0</b>	<b>3</b>
<b>1,9</b>	<b>20</b>
<b>6,2</b>	<b>65</b>
<b>18,5</b>	<b>145</b>
<b>34,3</b>	<b>230</b>
<b>45,3</b>	<b>290</b>
<b>60,1</b>	<b>375</b>
<b>71,9</b>	<b>470</b>
<b>80,4</b>	<b>540</b>
<b>90</b>	<b>649</b>
<b>95</b>	<b>753</b>
<b>99</b>	<b>961</b>

De acordo com os dados fornecidos pela empresa, sabe-se ainda a constituição e a composição dos *light ends* do petróleo bruto, cujos valores se encontram na seguinte Tabela 5.3.

Tabela 5.3 Constituintes e Composição dos *light ends* do *Arabian Light*

Constituintes	Composição %
<b>Etano</b>	0,2
<b>Propano</b>	15,0
<b>Iso-Butano</b>	15,5
<b>n-Butano</b>	67,6
<b>Trans-Buteno</b>	0,4
<b>Buteno1</b>	< 0,1
<b>Iso-Buteno</b>	0,1
<b>Cis-Buteno</b>	0,2
<b>Iso-Pentano</b>	0,8
<b>n-Pentano</b>	0,2

Além de todos os componentes presentes nos *light ends* do petróleo bruto, foi ainda inserido no simulador a água, tendo em conta a necessidade de vapor sobreaquecido nas colunas. As propriedades do *Arabian Light* apresentadas anteriormente foram as que se utilizaram na simulação, podendo ser consultado no Anexo A todas as restantes propriedades do mesmo.

Os cálculos que envolvem a operação da destilação requerem a composição de cada corrente do processo. Como, no caso do petróleo bruto, a maioria dos componentes reais não são conhecidos, os cortes são caracterizados como uma mistura de pseudo-componentes discretos com intervalos de pontos de ebulição definidos ou pontos de corte na curva de destilação TBP. Cada pseudo-componente corresponde a um desconhecido número de componentes reais, por exemplo parafinas e aromáticos, em que o ponto de ebulição é dado num intervalo de temperaturas [3]. O simulador *Aspen Plus* realiza o procedimento de geração de pseudo-componentes automaticamente tendo criado para este efeito 40 pseudo-componentes.

Para finalizar a fase de inserção de propriedades na simulação é necessário ainda proceder-se à escolha do melhor método base para a mesma, de maneira a que os resultados sejam o mais próximo do pretendido. No caso de se filtrar o método termodinâmico pela operação de refinação, o simulador restringe o número de métodos a utilizar, sendo estes os mais adequados para a operação escolhida. Desta maneira os métodos mais adequados segundo o *Aspen Plus* para o modo refinação são o *Peng-Robinson*, *Braun K10*, *Chao Seader*, *Grayson* e *Redlich-Kwong-Soave*. No entanto, o método mais apropriado para aplicações à base de petróleo em colunas de vácuo é o *BK10* sendo este o escolhido para ser utilizado na simulação do *Aspen Plus* [21].

O método BK10 utiliza as correlações de valores K de *Braun K-10*. As correlações foram desenvolvidas através de gráficos K10 para componentes reais e para frações de hidrocarbonetos. Os componentes reais incluem 70 hidrocarbonetos e gases leves. As frações de hidrocarbonetos encontram-se em intervalos entre 177 °C e 427 °C [22].

Os melhores resultados foram obtidos com compostos alifáticos puros e com misturas de aromáticos puros no intervalo de pontos de ebulição já mencionada. Para misturas de alifáticos e compostos aromáticos ou misturas de nafténicos, verificou-se um decréscimo na precisão. O intervalo de temperatura aplicável dos gráficos de K10 é de -140 °C a 527 °C [22].

### 5.1.2 Caracterização da Coluna de Destilação Atmosférica

Posteriormente à introdução de toda a informação relativa à caracterização do petróleo bruto no simulador, é indispensável especificar as duas colunas de destilação, atmosférica e de vácuo. Em primeiro lugar foi construído o diagrama de fluxos de toda a simulação como é possível observar na Figura 5.1, e posteriormente foi necessário caracterizar todas as correntes de entrada no processo.

A escolha do tipo de coluna é importante, tendo sido escolhido para este efeito o bloco PetroFrac. Associado a esta coluna acrescentou-se dois *pumparounds*, dois *strippers*, uma fornalha e um condensador parcial.

Escolhida a coluna tem que se atribuir nomes a todas as correntes de entrada e saída da mesma. Na Tabela 5.4 contém os nomes das correntes de entrada e saída e as respetivas funções, na coluna de destilação atmosférica que foi designada por ATM.

Tabela 5.4 Informação relativamente à identificação das correntes da coluna de destilação atmosférica

Nome da Corrente	Função
<b>Crude</b>	Corrente de crude de alimentação à coluna principal
<b>Lights</b>	Corrente gasosa que é produto do processo
<b>Water</b>	Corrente de água líquida que é decantada na coluna
<b>Nafta</b>	Corrente de destilado da coluna
<b>Petroleo</b>	Corrente de produto de fundo do <i>stripper</i> T-2051
<b>Gasoleo</b>	Corrente de produto de fundo do <i>stripper</i> T-2005
<b>RAT</b>	Corrente de produto de fundo da coluna principal
<b>Steam</b>	Corrente de vapor sobreaquecido alimentada à coluna principal
<b>Steam1</b>	Corrente de vapor sobreaquecido alimentada ao <i>Stripper</i> T-2051 para o fracionamento
<b>Steam 2</b>	Corrente de vapor sobreaquecido alimentada ao <i>Stripper</i> T-2005 para o fracionamento

Posto isto obteve-se a seguinte Figura 5.2, onde está representada a coluna atmosférica com as suas respectivas correntes identificadas.

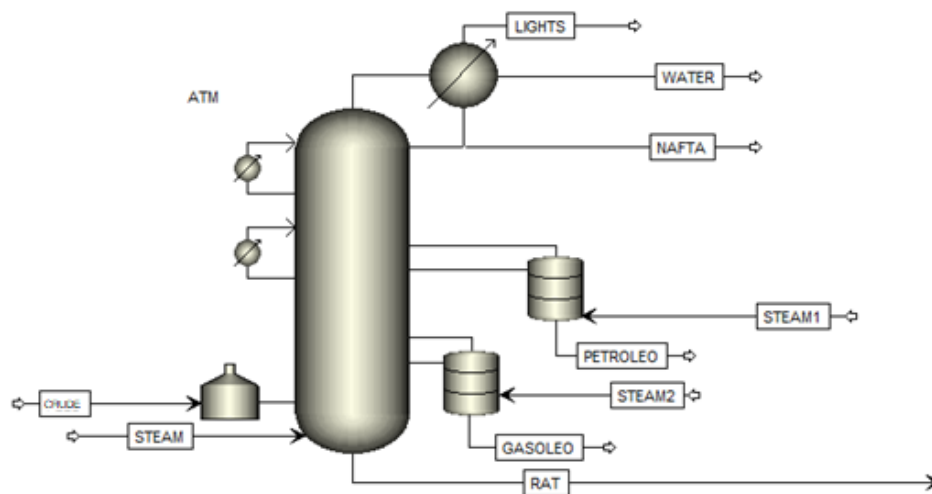


Figura 5.2 Coluna de Destilação Atmosférica e as respectivas correntes

Para a configuração da coluna é importante definir o número de pratos da mesma, a sua pressão de funcionamento, as condições operatórias do condensador, *strippers* e *pumparounds*, a caracterização de todas as correntes de entrada na mesma, entre outros. Toda a informação relativa ao número total de pratos, pratos de entrada e saída de correntes, posicionamento dos *pumparounds* e *strippers*, foi recolhida através da consulta dos P&ID's e de diagramas das colunas que podem ser consultados no Anexo B.

A caracterização das correntes de entrada no processo foi feita através da introdução de conteúdo relativo à sua temperatura, pressão, caudal e ainda as frações dos componentes que as constituem.

Foram utilizados dois sinóticos com informações relativas ao funcionamento das duas colunas, em que a empresa retirou amostras dos produtos das colunas num determinado momento com determinadas condições de funcionamento. Realizou-se este procedimento para que seja possível a calibração das duas colunas com a realidade e a combinação de toda a informação favorecerá a obtenção de resultados mais precisos e próximos da realidade atual da empresa.

A recolha destes dados foi efetuada pela empresa como foi mencionado anteriormente, em que os operadores exteriores da unidade retiraram amostras dos produtos das colunas, que foram posteriormente enviadas ao laboratório para análise de viscosidade e curva de destilação. Com o auxílio do sistema de controlo, mais precisamente com o auxílio dos sinóticos da unidade, onde é possível controlar as condições operatórias das duas colunas, acedeu-se às condições de funcionamento das colunas no momento em que as amostras dos produtos foram retiradas. O sinótico 1 de dados foi fornecido em novembro de 2019 e o sinótico 2 em março de 2020.

Deste modo, na Tabela 5.5 apresentam-se as condições operatórias de todas as correntes de entrada da coluna atmosférica.

**Tabela 5.5** Condições operatórias das correntes de entrada na coluna atmosférica nos dois sinóticos fornecidos

<b>Sinótico</b>	<b>Corrente</b>	<b>Temperatura (°C)</b>	<b>Pressão (kg/cm2g)</b>	<b>Caudal</b>	<b>Composição</b>
<b>1</b>	Crude	247	0,89	140,92 m3/h	Crude
	Steam	350	3,6	0,94 ton/h	Água
	Steam1	350	3,6	259,65 kg/h	Água
	Steam2	350	3,6	295,11 kg/h	Água
<b>2</b>	Crude	244	0,88	128,98 m3/h	Crude
	Steam	350	3,6	0,81 ton/h	Água
	Steam1	350	3,6	281,15 kg/h	Água
	Steam2	350	3,6	376,84 kg/h	Água

#### 5.1.2.1 Configuração da Coluna Principal Atmosférica

Com a caracterização das correntes de entrada realizada e com o tipo de coluna escolhido é necessário especificar toda a coluna principal, isto é, definir o seu número

total de pratos bem como as posições de entrada e saída das correntes na mesma, a sua temperatura e pressão de funcionamento, entre outras informações. Na Tabela 5.6 encontram-se todas as especificações da coluna principal necessárias a introduzir no simulador, para os dois sinóticos fornecidos pela empresa.

Tabela 5.6 Parâmetros necessários para a caracterização da coluna principal para os dois sinóticos

Parâmetro	Sinótico 1	Sinótico 2
<b>Número de Pratos</b>	32	
<b>Condensador</b>	<i>Partial – Vapor – Liquid</i> , pois como produto tem – se: uma corrente gasosa, uma corrente líquida e uma corrente de água. Estas correntes fazem ainda parte de outro parâmetro que é o <i>valid phases</i> .	
<b>Reebulidor</b>	A coluna não apresenta reebulidor, escolhendo-se a opção de <i>none-bottom feed</i> .	
<b>Bottoms Rate (m<sup>3</sup>/h)</b>	62,81	59,69
<b>Top Stage/ Condenser Pressure (kg/cm<sup>2</sup>g)</b>	0,89	0,88
<b>Bottom Stage Pressure (kg/cm<sup>2</sup>g)</b>	0,89	0,88
<b>Temperatura do condensador (°C)</b>	117	111
<b>Tipo de Fornalha</b>	<i>Single stage flash with liquid runback</i>	
<b>Temperatura da fornalha (°C)</b>	333,9	332,0
<b>Pressão da Fornalha (kg/cm<sup>2</sup>g)</b>	0,89	0,88

Verifica-se importante a identificação dos andares de saída e de entrada das correntes da coluna, sendo necessário especificar se estas correntes entram diretamente num andar da coluna ou se entra na fornalha, como é possível observar na Tabela 5.7.

Tabela 5.7 Pratos de entrada e saída das correntes da coluna de destilação atmosférica

Corrente	Prato de Entrada (modo de entrada da corrente)	Prato de Saída
<b>Crude</b>	26 ( <i>Furnace</i> )	-
<b>Steam</b>	32 ( <i>On – Stage</i> )	
<b>RAT</b>	-	32
<b>Nafta</b>	-	1
<b>Lights</b>	-	1
<b>Water</b>	-	1

As correntes Steam1, Steam2, Petroleo e Gasoleo, não se encontram na Tabela 5.7, pois entram e saem nos *Strippers* que serão configurados de seguida.

#### 5.1.2.2 Configuração dos *Strippers*

À semelhança da coluna principal, também os *Strippers* necessitam de ser especificados, nomeadamente quanto ao número de pratos que os constituem, pratos de entrada e saída de correntes da coluna principal, caudais de destilado, bem como qual a corrente de vapor utilizada no mesmo. Na Tabela 5.8, encontram-se os nomes atribuídos a cada um dos *strippers* da coluna de destilação atmosférica e ainda as suas respetivas especificações, para os dois sinóticos fornecidos pela empresa.

Tabela 5.8 Especificações dos Strippers da coluna de destilação atmosférica

<i>Stripper</i>	Sinótico 1	Sinótico 2
<b>Stripper 1: T-2051</b>	- Número de Andares: 6 - Andar de remoção do líquido da coluna: 11 - Andar de retorno à coluna: 11 - Corrente de <i>Stripping</i> : STEAM1 - Produto do <i>Stripper</i> : PETROLEO	
	- Caudal do Produto: 15,72 m <sup>3</sup> /h	- Caudal do Produto: 9,28 m <sup>3</sup> /h
<b>Stripper 2: T-2005</b>	- Número de Andares: 6 - Andar de remoção do líquido da coluna: 21 - Andar de retorno à coluna: 21 - Corrente de <i>Stripping</i> : STEAM2 - Produto do <i>Stripper</i> : GASOLEO	
	- Caudal do Produto: 29,06 m <sup>3</sup> /h	- Caudal do Produto: 33,07 m <sup>3</sup> /h

#### 5.1.2.3 Configuração dos *Pumparounds*

Para terminar toda a caracterização da coluna de destilação atmosférica, é preciso ainda fornecer ao simulador todas as especificações dos *pumparounds* que a constituem. A coluna de destilação atmosférica é constituída por dois *pumparounds*, cujas características e condições operatórias para os dois sinóticos fornecidos pela empresa, se encontram na Tabela 5.9.

Tabela 5.9 Especificações dos *Pumparounds* da coluna de destilação atmosférica

<i>Pumparound</i>	Sinótico 1	Sinótico 2
<b><i>Pumparound 1:</i></b> <b>Topo</b>	- Andar de remoção do líquido da coluna: 5	
	- Andar de retorno à coluna: 1	
	- Temperatura da corrente devolvida à coluna: 77,07 °C	- Temperatura da corrente devolvida à coluna: 75,43 °C
	- Caudal de retorno à coluna: 134,89 m <sup>3</sup> /h	- Caudal de retorno à coluna: 207,64 m <sup>3</sup> /h
<b><i>Pumparound 2:</i></b> <b>Gasoleo</b>	- Andar de remoção do líquido da coluna: 21	
	- Andar de retorno à coluna: 17	
	- Temperatura da corrente devolvida à coluna: 189,99 °C	- Temperatura da corrente devolvida à coluna: 178,77 °C
	- Caudal de retorno à coluna: 119,84 m <sup>3</sup> /h	- Caudal de retorno à coluna: 108,96 m <sup>3</sup> /h

### 5.1.3 Caracterização da Coluna de Destilação de Vácuo

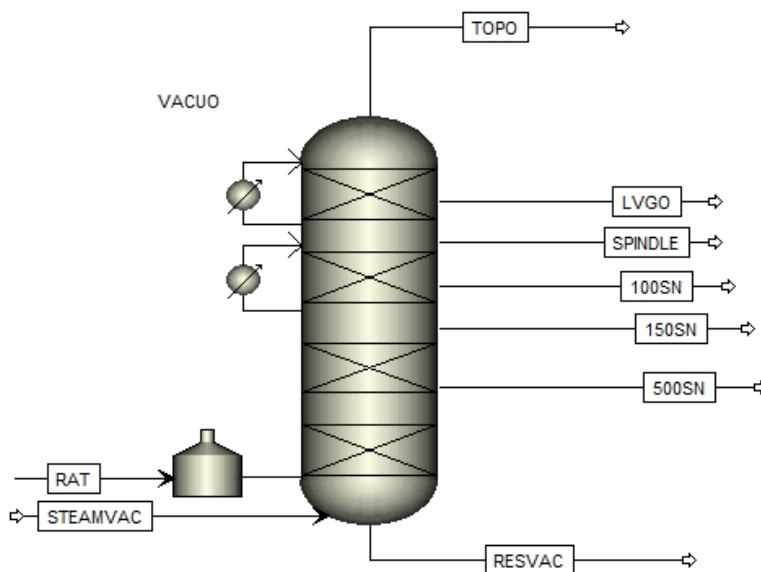
Do mesmo modo que foi realizada a caracterização da coluna de destilação atmosférica, também é necessário proceder-se ao mesmo para a coluna de vácuo. Para a escolha da coluna mais adequada para representar a coluna de vácuo da refinaria, foi fornecida a informação de que os *strippers* laterais da coluna da refinaria já não se encontram em utilização sendo assim foi considerado, para efeitos de simulação, que a coluna não possui *strippers* laterais.

Deste modo, sabendo que a coluna de destilação a vácuo da refinaria contém três *pumparounds*, e é constituída por leitos de enchimento, não contendo condensador, escolheu-se o bloco *PetroFrac*. Posteriormente à escolha do tipo da coluna, foram atribuídos os nomes às correntes de entrada e saída da coluna. Na Tabela 5.10 contém a informação relativa aos nomes de todas as correntes da coluna de vácuo e as suas respetivas funções. A coluna de vácuo foi designada como VACUO.

**Tabela 5.10** Informação relativamente à identificação das correntes da coluna de destilação de vácuo

Nome da Corrente	Função
<b>RAT</b>	Corrente de alimentação à coluna principal que é proveniente da coluna atmosférica
<b>SteamVac</b>	Corrente de vapor sobreaquecido alimentada à coluna principal
<b>ResVac</b>	Corrente de produto de fundo da coluna principal
<b>Topo</b>	Corrente gasosa que é produto do processo
<b>Spindle</b>	Correntes de produtos dos cortes laterais da coluna principal
<b>100SN</b>	
<b>150SN</b>	
<b>500SN</b>	
<b>LVGO</b>	

Deste modo, obteve-se a Figura 5.3 com a representação da coluna de vácuo e respetivas correntes identificadas.



**Figura 5.3** Representação da coluna de vácuo com as respetivas correntes identificadas

A coluna de vácuo é constituída por uma parte com leitos de enchimento e uma outra parte com pratos, o que dificulta a simulação desta coluna, uma vez que o *Aspen Plus* obriga à introdução do número de andares de equilíbrio. O procedimento de caracterização da coluna de vácuo foi semelhante ao procedimento adotado para a coluna atmosférica, em que foram inseridas informações como a temperatura, as pressões, as condições operatórias dos *pumparounds* e ainda as especificações de todas as correntes

de entrada na coluna. Toda a informação relativa à estrutura da coluna, nomeadamente número de pratos e leitos de enchimento, posição de entrada e saída de correntes e posicionamento dos *pumparounds*, foi retirada do P&ID e de alguns outros diagramas da coluna de destilação a vácuo da refinaria e que podem ser consultados no Anexo C.

Na coluna de vácuo a caracterização das correntes de entrada é bastante simples, tendo em conta que é apenas uma corrente. Teoricamente tem-se duas correntes de entrada, no entanto como uma delas, RAT, é proveniente da coluna de destilação atmosférica já se encontra caracterizada pelo simulador. Deste modo, é necessário apenas introduzir as especificações para a corrente de vapor alimentada à coluna, como se pode observar na Tabela 5.11. O procedimento de recolha e obtenção dos valores para os dois sinóticos fornecidos pela empresa encontra-se devidamente explicado no anterior capítulo 5.1.2 do presente trabalho.

**Tabela 5.11** Condições operatórias das correntes de entrada na coluna de vácuo nos dois sinóticos fornecidos pela empresa

Sinóticos	Corrente	Temperatura (°C)	Pressão (kg/cm <sup>2</sup> g)	Caudal (ton/h)	Composição
1	STEAMVAC	350	3,6	4,03	Água
2	STEAMVAC	350	3,6	3,79	Água

#### 5.1.3.1 Configuração da Coluna Principal de Vácuo

Como já foi mencionado anteriormente, a simulação da coluna de vácuo é mais complexa que a da coluna de destilação atmosférica, uma vez que é constituída por leitos com enchimento ao invés de pratos. A coluna de vácuo é composta por 7 leitos com enchimento mais 6 pratos. Atendendo a que o *Aspen* necessita de fixar o número de andares de equilíbrio, foi necessário substituir os leitos por um número de pratos que simulasse o desempenho dos mesmos. Consultando os manuais da empresa com a explicação do funcionamento da unidade, encontrou-se uma distribuição de pratos teóricos por cada leito, tendo esta sido adotada na simulação. A distribuição adotada foi a seguinte:

- Leito 1 e Leito2: 2 pratos teóricos
- Leito 3 e Leito 4: 4 andares teóricos
- Leito 5: 5 andares teóricos
- Leito 6: 7 andares teóricos

- Leito 7: 1 andar teórico

Posto isto, realizou-se a introdução das especificações da coluna principal de vácuo no simulador, para os dois sinóticos fornecidos, e que podem ser consultadas na seguinte Tabela 5.12.

Tabela 5.12 Parâmetros necessários para a caracterização da coluna principal de vácuo para os dois sinóticos

Parâmetro	Sinótico 1	Sinóticos 2
<b>Número Total de Pratos</b>	31	
<b>Condensador</b>	Esta coluna não possui condensador, apenas tem um <i>pumparound</i> no topo, escolhendo-se a opção de <i>none-top pumparound</i>	
<b>Reebulidor</b>	A coluna não apresenta reebulidor, escolhendo-se a opção de <i>none-bottom feed</i> .	
<b>Valid Phases</b>	Tem dois tipos de correntes, líquido e vapor, escolhendo-se a opção de <i>Vapor-Liquid</i>	
<b>Top Stage/ Condenser Pressure (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	0,04868	0,04872
<b>Bottom Stage Pressure (kg/cm<sup>2</sup>)</b>	0,05196	0,05622
<b>Tipo de Fornalha</b>	<i>Stage duty on feed stage</i>	
<b>Temperatura da fornalha (°C)</b>	372,85	372,09

Tal como foi realizado na coluna atmosférica também na coluna de vácuo é necessário a identificação dos pratos de entrada e saída das correntes bem como a designação do estado físico das correntes e ainda o seu respetivo caudal de saída, uma vez que nesta coluna não existem *strippers* e os produtos saem diretamente de cortes laterais na coluna principal. Na Tabela 5.13 apresentam-se todos os conteúdos mencionados anteriormente, para os dois sinóticos fornecidos.

Tabela 5.13 Pratos de entrada e saída, estado físico e caudal das correntes da coluna de destilação de vácuo, para os dois sinóticos fornecidos

Corrente	Prato de Entrada (modo de entrada da corrente)	Prato de Saída	Estado Físico	Caudal Sinótico1 (m <sup>3</sup> /h)	Caudal Sinótico2 (m <sup>3</sup> /h)
RAT	26 ( <i>Furnace</i> )	-	-	-	-
Steamvac	31 ( <i>On-Stage</i> )	-	-	-	-
Topo	-	1	Vapor	-	-
LVGO	-	2	Líquido	4,38	4,73
<i>Spindle</i>	-	8	Líquido	5,59	4,12
100SN	-	12	Líquido	4,99	7,52
150SN	-	17	Líquido	6,81	7,00
500SN	-	24	Líquido	16,36	14,67
Resvac	-	31	Líquido	-	-

### 5.1.3.2 Configuração dos Pumparounds

Para concluir o processo de caracterização das colunas, continuam em falta as especificações dos três *pumparounds* da coluna de destilação de vácuo. Os dados necessários à simulação encontram-se na Tabela 5.14.

Tabela 5.14 Especificações dos *pumparounds* da coluna de destilação de vácuo

<i>Pumparound</i>	Sinótico 1	Sinótico 2
<b><i>Pumparound 1:</i> E-2009</b>	- Andar de remoção do líquido da coluna: 2	
	- Andar de retorno à coluna: 1	
	- Temperatura da corrente devolvida à coluna: 46,7 °C	- Temperatura da corrente devolvida à coluna: 52,2 °C
	- Caudal de retorno à coluna: 31,7 m <sup>3</sup> /h	- Caudal de retorno à coluna: 33,6 m <sup>3</sup> /h
<b><i>Pumparound 2:</i> E-2003AB</b>	- Andar de remoção do líquido da coluna: 4	
	- Andar de retorno à coluna: 3	
	- Temperatura da corrente devolvida à coluna: 118,8 °C	- Temperatura da corrente devolvida à coluna: 125,3 °C
	- Caudal de retorno à coluna: 128,1 m <sup>3</sup> /h	- Caudal de retorno à coluna: 127,2 m <sup>3</sup> /h
<b><i>Pumpdown 3:</i> Lavagem</b>	- Andar de remoção do líquido da coluna: 24	
	- Andar de retorno à coluna: 25	
	- Intervalo de mudança de temperatura: - 3,40 °C	- Intervalo de mudança de temperatura: - 4,64 °C

- Caudal de retorno à coluna: 11,7 m <sup>3</sup> /h	- Caudal de retorno à coluna: 10,2 m <sup>3</sup> /h
---	---

## 5.2 Resultados e Discussão

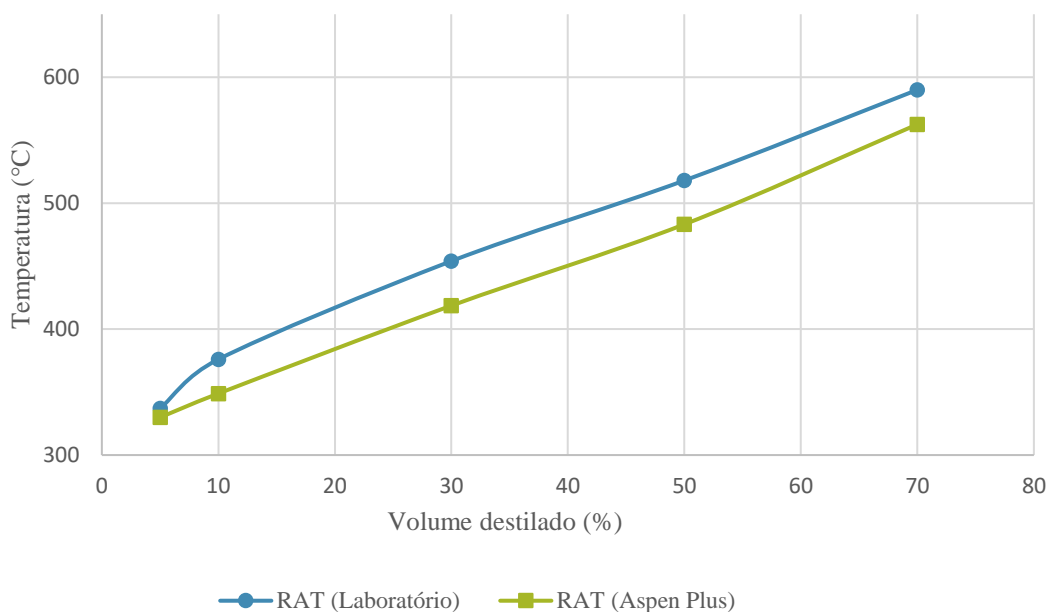
O objetivo do presente trabalho é a calibração da simulação, isto é conseguir com que a simulação represente o funcionamento das colunas na realidade da refinaria. Para concretizar a meta pretendida, foram recolhidas as amostras dos produtos das duas colunas da empresa e analisadas posteriormente no laboratório da mesma. Este procedimento foi realizado duas vezes em momentos diferentes, a primeira recolha foi realizada em novembro de 2019 (sinótico1) e a segunda recolha foi feita em março de 2020 (sinótico2).

Os resultados enviados pelo laboratório continham informação relativa às curvas de destilação ASTM D86 de cada produto e ainda a viscosidade a 100 °C de alguns dos produtos. A calibração da simulação é realizada consoante comparação dos resultados fornecidos pelo laboratório da empresa e os dados obtidos no *Aspen Plus*.

### 5.2.1 Coluna de Destilação Atmosférica

Como já foi explicado anteriormente no capítulo 5.1, os produtos essenciais da coluna atmosférica são a nafta, o petróleo, o gasóleo e o resíduo atmosférico. Há que salientar que no mesmo corte do petróleo é ainda retirado um outro produto designado de *white spirit*. Para a obtenção deste último produto são realizadas alterações nas condições operatórias da coluna, e no sinótico 2 encontrava-se a ser removido o *white spirit* ao invés do petróleo.

Posto isto, segundo as condições operatórias explícitas no capítulo 5.1, foram obtidos os resultados para o sinótico 1 ilustrados na Figura 5.4 e presentes no Anexo D.



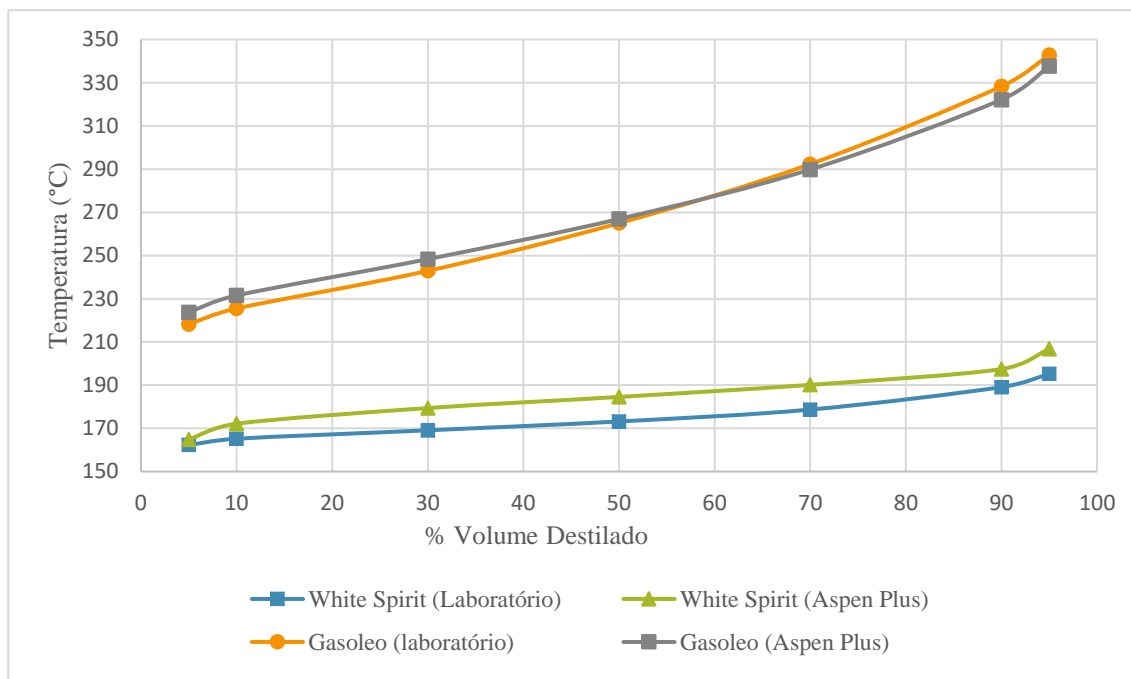
**Figura 5.4** Resultados obtidos pelo laboratório e pelo *Aspen Plus* para os produtos da coluna atmosférica no sinótico 1

Observando os resultados da Figura 5.4, deteta-se de imediato a falta de resultados para os produtos nafta, petróleo e gasóleo, que é explicado pela ausência da recolha de amostras destes produtos. Deste modo, para o sinótico 1 só é possível avaliar os resultados do resíduo atmosférico (RAT).

Assim, atendendo aos resultados verifica-se que a curva obtida pelo laboratório se encontra distante da curva obtida pelo *Aspen* em todos os pontos da mesma, encontrando-se a curva do *Aspen* com valores inferiores aos da curva do laboratório. Para o ponto de 5% de volume destilado é verificado o menor desvio absoluto e relativo, 7,1°C e 2,1% respetivamente, entre as duas curvas de destilação. Nos restantes pontos os desvios absolutos e relativos encontram-se entre os 27 e 35°C e os 5 e 8%, respetivamente.

Perante estes resultados, conclui-se que o RAT no *Aspen Plus* contém ainda uma percentagem significativa de elementos leves na sua constituição, o que é um problema, tendo em conta que será a alimentação da coluna de vácuo e afetará os produtos da mesma.

Passando ao sinótico 2, de acordo com as condições operatórias presentes no capítulo 5.1, obtiveram-se os resultados ilustrados na Figura 5.5 e detalhados no Anexo D.



**Figura 5.5** Resultados obtidos pelo laboratório e pelo *Aspen Plus* para os produtos da coluna atmosférica para o sinótico 2

Consultando a Figura 5.5 verifica-se de imediato a ausência de resultados para o resíduo atmosférico que é justificado pela não recolha da amostra do mesmo, não existindo dados do laboratório para este produto.

Atendendo aos resultados obtidos para os outros dois produtos, o *white spirit* e o gasóleo, constata-se que existem desvios de temperaturas entre os 2% e os 7% acima do objetivo para o *white spirit* e entre 3% abaixo dos resultados laboratoriais e 2% acima dos resultados laboratoriais para o gasóleo. No caso do gasóleo verifica-se uma inversão da tendência das temperaturas do simulador serem superiores às do laboratório, onde no ponto 70% a tendência é da temperatura do laboratório tornar-se superior à do simulador.

Embora não tenha sido recolhida amostra para o resíduo atmosférico sabe-se segundo informações da empresa, que a curva de destilação deste é realizada apenas até aos 70% de destilado, pois para volumes superiores também as temperaturas teriam que ser superiores levando à decomposição do resíduo. Sabe-se ainda que para 70% de volume destilado a temperatura encontra-se a cerca de 590 °C e comparando com a curva

do simulador, 559,1°C, verifica-se que a temperatura do simulador está cerca de 5% abaixo da do laboratório. Este dado leva à conclusão de que no resíduo atmosférico ainda se encontra com uma parcela significativa de componentes leves, o que não é pretendido e que irá afetar na destilação a vácuo, uma vez que este será a alimentação da mesma.

Tendo em conta que, tanto os dados de temperatura para o *white spirit* como para o gasóleo estão geralmente acima do esperado, testou-se a alteração da posição de saída das correntes de *white spirit* e gasóleo dos seus respetivos *strippers*, para uma posição mais acima da que se encontram originalmente. No entanto, a alteração não foi significativa tendo-se decidido manter a posição original dos mesmos.

Como não existem os mesmos dados no sinótico 1 e no sinótico 2 não é possível concluir que para os dois casos existe uma concordância de resultados.

### 5.2.2 Coluna de Destilação a Vácuo

Atendendo agora à coluna de destilação de vácuo, os produtos desta são o Topo, o LVGO, o *Spindle*, o 100SN, o 150SN, 500SN e ainda o resíduo de vácuo (RESVAC). Não foram fornecidos resultados relativos ao produto de topo e ao resíduo de vácuo. Assim, de acordo com as condições operatórias presentes no capítulo 5.1, obtiveram-se os resultados representados na Figura 5.6 e especificados no Anexo E, do sinótico 1.

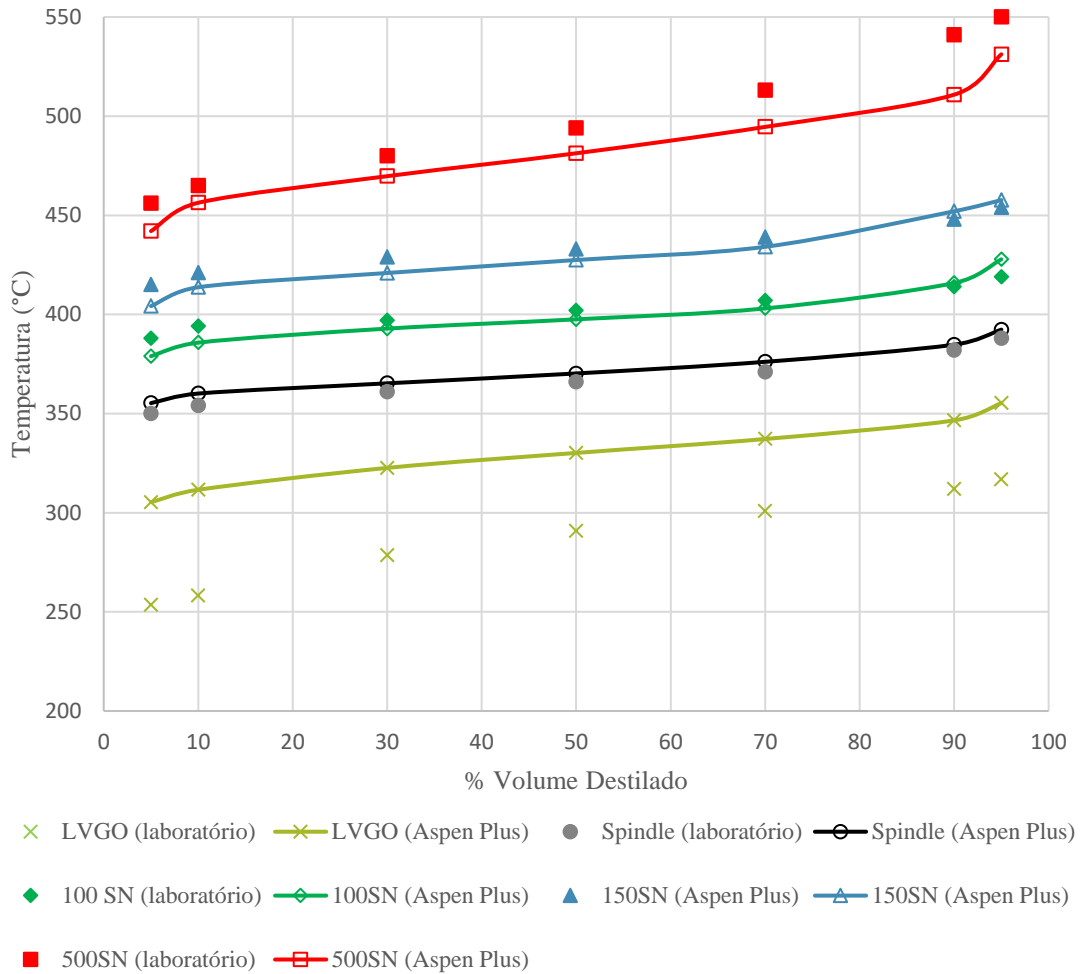


Figura 5.6 Resultados obtidos pelo laboratório e pelo *Aspen Plus* para os produtos da coluna de vácuo para o sinótico 1

Observando de modo geral a Figura 5.6, pode-se dizer que existe um desfaseamento das temperaturas disponibilizadas pelo laboratório e as temperaturas obtidas pelo simulador *Aspen Plus* em todos os produtos da coluna de destilação a vácuo, e que para produtos retirados na zona superior da coluna os resultados das temperaturas de simulador foram superiores às temperaturas de laboratório, sendo que para produtos retirados na zona inferior da coluna o comportamento é o contrário.

Atendendo agora ao LVGO, obtiveram-se desvios relativos de temperaturas entre os 11% e os 21% acima do valor objetivo fornecido pelo laboratório. Relativamente ao *Spindle*, observa-se que os resultados não são excessivamente discrepantes, isto é, apresentou desvios relativos de temperaturas entre os 0,7% e os 2% acima dos resultados pretendidos.

A comparação entre resultados para o 100SN originou desvios relativos de 2% abaixo da temperatura objetivo, a 2% acima da temperatura objetivo. O perfil de temperatura do 100SN inverte o seu comportamento, começando no ponto 5% de volume destilado com uma temperatura cerca de 2% abaixo da temperatura fornecida pelo laboratório e onde a partir do ponto 90% de volume destilado as temperaturas começam a ser superiores às do laboratório até ao ponto 95% onde o desvio é mais acentuado com cerca de 2%, que corresponde a cerca de 9°C.

O produto 150SN apresentou uma tendência igual à do 100SN, isto é, obtiveram-se valores para os pontos iniciais, mais concretamente até ao ponto 70% de volume destilado, em que as temperaturas do simulador eram inferiores às que foram fornecidas pelo laboratório, e que a partir desse ponto se inverteram para uma tendência contrária. Este acontecimento é facilmente identificável pelo cruzar das duas curvas presentes na Figura 5.6. Os desvios relativos obtidos para o 150SN encontraram-se entre os 3% abaixo da temperatura pretendida e os 0,8% acima da temperatura objetivo, sendo que os 3% corresponde ao ponto de 5% de volume destilado e os 0,9% corresponde ao ponto 90% de volume destilado.

Por fim, atendendo aos resultados obtidos para o 500SN constata-se que este possui uma tendência sólida de temperaturas de simulador inferiores às temperaturas de laboratório, cuja correspondência relativamente aos desvios percentuais resultam em valores entre os 2% e os 6%, o que corresponde a valores absolutos de 9°C a 30°C.

Segundo a Figura 5.6 não é facilmente identificável, no entanto de acordo com as tabelas presentes no Anexo E, é possível observar que há a sobreposição das curvas obtidas pelo *Aspen Plus* dos diferentes produtos, isto é, existe *overlap* entre todos os produtos. Um *overlap* acontece, por exemplo entre LVGO e o *Spindle*, quando o ponto 95% do LVGO é superior ao ponto 5% do *Spindle*, pois haverá uma sobreposição das duas curvas de destilação dos dois produtos. Na seguinte Tabela 5.15, encontram-se os *overlaps* existentes entre as curvas de destilação da coluna de vácuo obtidas pelo *Aspen Plus* correspondentes ao sinótico 1.

**Tabela 5.15** *Overlaps* obtidos nas curvas de destilação da coluna de vácuo resultantes do *Aspen Plus* no sinótico 1

<b>Corrente</b>	<b><i>Overlap Aspen Plus</i> (°C)</b>
<b>LVGO e Spindle</b>	0
<b>Spindle e 100SN</b>	13,4
<b>100SN e 150SN</b>	23,6
<b>150SN e 500SN</b>	15,7

Entre as curvas LVGO e *Spindle* é visível que o *overlap* é de 0°C que significa que no ponto 95% do LVGO a temperatura é exatamente a mesma temperatura do ponto 5% do *Spindle*. No caso dos outros produtos, verifica-se *overlaps* em todos. Este fenómeno pode ser explicado pela inexistência de pratos suficientes entre as saídas de cada produto na coluna principal, no entanto no seguinte capítulo 5.2.4 será demonstrado que este efeito não é assim tão linear. No caso das curvas fornecidas pela empresa verifica-se apenas a ocorrência de um *overlap* de 4°C entre o 100SN e o 150SN, sendo observado nos restantes produtos *gaps*, por exemplo, entre o ponto 95% do LVGO e o ponto 5% do *Spindle* existe um intervalo positivo de 33,2°C, ou seja, não há sobreposição das curvas dos dois produtos.

Atendendo ao sinótico 2 e de acordo com as condições operatórias presentes no capítulo 5.1, foi obtida a seguinte Figura 5.7 com os resultados obtidos e que se encontram detalhados no Anexo E.

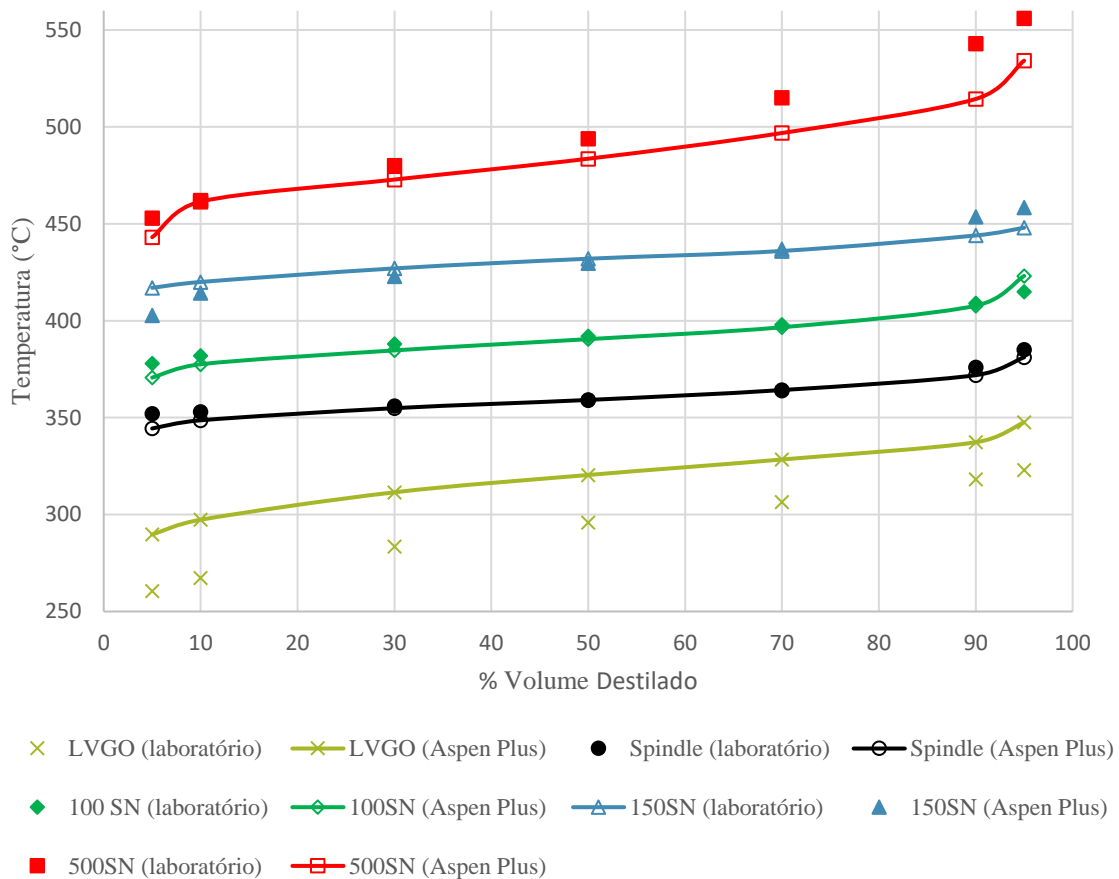


Figura 5.7 Resultados obtidos pelo laboratório e pelo *Aspen Plus* para os produtos da coluna de vácuo para o sinótico 2

Avaliando a Figura 5.7 é possível afirmar que as curvas de destilação obtidas no *Aspen Plus* e as curvas fornecidas pela empresa se encontram relativamente próximas para produtos como o *Spindle*, 100SN e 150SN, estando mais distantes para o 500SN e para o LVGO.

Para as curvas do LVGO existe uma tendência efetiva de que os valores do *Aspen Plus* se encontram todos acima do esperado. Os desvios relativos entre os resultados encontram-se entre os 6 e os 11%, sendo o maior desvio no ponto de 5% de volume destilado. O facto de as temperaturas obtidas no simulador serem superiores às do laboratório, pode indicar que a coluna não está a remover o calor suficiente no topo da mesma.

Para as curvas do *Spindle*, identifica-se uma proximidade notória das duas curvas de destilação em que os valores obtidos pelo simulador se encontram abaixo dos resultados do laboratório, com a exceção dos pontos 50 e 70% de volume destilado em que as suas temperaturas estavam ligeiramente acima das temperaturas do laboratório. Os

desvios relativos entre os pontos das duas curvas encontram-se entre os 0,04% acima do resultado pretendido e os 2%, abaixo do objetivo.

Relativamente ao 100SN, pode-se constatar que com a exceção do ponto de 95% de volume destilado, todas as restantes temperaturas obtidas no simulador se encontram abaixo dos resultados do laboratório. A diferença relativa entre os valores destas duas curvas está entre 2% abaixo da temperatura esperada e os 2% acima do valor da temperatura do laboratório, sendo estes dois desvios verificados para o ponto 5% e 95% respetivamente. Os pontos intermédios contêm desvios mais baixos, situados nos 0,4%.

O 150SN apresenta uma tendência semelhante à observada para o 100SN, isto é, a curva de destilação obtida no *Aspen Plus* começa com valores abaixo dos fornecidos pelo laboratório, verificando-se que a partir do ponto 70% de volume destilado os resultados do simulador encontram-se acima dos resultados do laboratório. Os desvios relativos entre as duas curvas situam-se entre os 3% abaixo do valor esperado e os 2% acima do pretendido.

Por fim, relativamente ao 500SN verifica-se que os resultados do simulador se encontram todos abaixo dos valores fornecidos pelo laboratório, que pode ser resultado do facto do resíduo atmosférico ainda conter na sua constituição elementos leves, levando a que as temperaturas sejam inferiores ao esperado. Neste caso os desvios entre as duas curvas estão entre 0,11% e os 5%.

Na Tabela 5.16, encontram-se os desvios relativos entre as curvas de destilação obtidas pelo *Aspen Plus* e pelo laboratório para todos os produtos da coluna de vácuo, nos sinóticos 1 e 2. À semelhança do que aconteceu para o sinótico 1, também no sinótico 2 existem *overlaps* em todas as curvas de destilação obtidas pelo simulador como é possível observar pelas tabelas do Anexo E e pela Tabela 5.17.

**Tabela 5.16** Desvios relativos entre as curvas de destilação no sinótico 1 e sinótico 2 para todos os produtos da coluna de vácuo

Correntes	Desvios Sinótico 1	Desvios Sinótico 2
<b>LVGO</b>	11% e 21%	6% a 11%
<i>Spindle</i>	2% a 0,7 %	- 2% a 0,04%
<b>100SN</b>	- 2% a 2%	-2% a 2%
<b>150SN</b>	- 3 % a 0,9%	- 3% a 2%
<b>500SN</b>	- 6% a - 2%	- 5 % a - 0,11%

Avaliando os resultados da Tabela 5.16 é possível constatar que os desvios entre o sinótico 1 e o sinótico 2 estão relativamente coerentes, com exceção do LVGO e do *Spindle* que apresenta um comportamento diferente nos dois sinóticos. Tais resultados podem ser corroborados pelos resultados obtidos para os *overlaps* como é possível consultar na seguinte Tabela 5.17.

Tabela 5.17 *Overlaps* obtidos para os produtos da coluna de vácuo para os sinóticos 1 e 2

Corrente	<i>Overlap Aspen Plus</i> (°C) Sinótico 1	<i>Overlap Aspen Plus</i> (°C) Sinótico 2
LVGO e <i>Spindle</i>	0	3,2
<i>Spindle</i> e 100SN	13,4	10,4
100SN e 150SN	23,6	20,4
150SN e 500SN	15,7	15,3

Posto isto, foi ainda realizada mais uma análise relativamente às temperaturas internas da coluna, isto é, a temperatura de um determinado prato. Para tal foram comparadas as temperaturas fornecidas pelo sinótico 2 da empresa e as temperaturas obtidas pelo *Aspen Plus* para determinados pratos onde existem os medidores de temperatura da empresa, como está ilustrado na Figura 5.8 e detalhado no Anexo E.

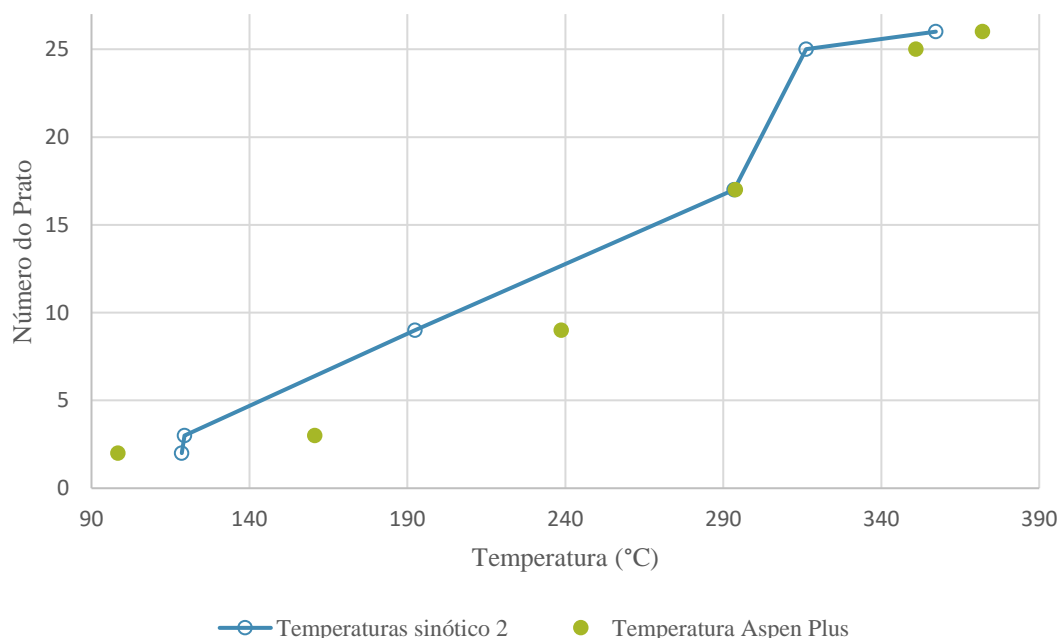


Figura 5.8 Temperaturas internas do prato 2, 3, 9, 17, 25 e 26 segundo o sinótico 2 e o simulador

Este procedimento foi realizado com o intuito de se ter mais informação relativamente à calibração do modelo à realidade da empresa e verificou-se mais uma vez que existe um distanciamento de resultados. Observando-se a Figura 5.8, encontra-se visivelmente um pequeno desvio, 0,42°C acima do valor representado no sinótico, para a temperatura do prato 17, sendo o ponto com menor diferença entre resultados. Por outro lado, para os pratos acima do prato 17, os desvios encontram-se entre os 20°C abaixo do valor do sinótico (prato 2) e os 46°C acima do valor do sinótico (prato 9) o que são valores significativamente diferentes. Para o caso dos pratos 25 e 26 a diferença encontra-se entre os 11 e os 4°C acima do valor do sinótico, respetivamente.

Importante salientar que esta análise levou à deteção de possíveis erros nos medidores de temperatura da coluna, nomeadamente o medidor do prato 9, que tem um desvio bastante acentuado de 46°C. Uma razão que poderá ter levado a estes resultados é o facto dos valores fornecidos pelos medidores de caudal e temperatura dos *pumparounds* poderem não corresponder à realidade, influenciando o funcionamento de toda a coluna e conseqüentemente os resultados da destilação.

### 5.2.3 Validação do método da simulação

No capítulo 5.1 apresentou-se o modelo do simulador escolhido inicialmente para a realização do presente trabalho. No entanto, posteriormente à obtenção de todos os resultados, foram feitos testes que comprovam a escolha efetuada e que podem ser consultados no Anexo F.

De acordo com o *Aspen Plus*, para o modo refinaria existiam 5 métodos de previsão possíveis a escolher, o *Peng Robison*, o BK10, o CHAO – SEA, o *Grayson* e o *RK-Soave*. Assim realizando a comparação dos resultados fornecidos pelo laboratório da empresa e os resultados obtidos pelo simulador utilizando os 5 métodos foi possível concluir que a escolha realizada foi a mais correta.

Observando os resultados obtidos verificou-se que não existiu uma tendência sólida para nenhum dos métodos, sendo que um método poderia favorecer alguns pontos das curvas de destilação de um determinado produto e um outro método poderia favorecer pontos da curva de outro produto. Deste modo, a decisão foi tomada de acordo com os valores obtidos para os pontos 95% das curvas de destilação de todos os produtos, pois é um ponto bastante utilizado na empresa para observação de resultados. Tendo em conta

esta premissa, o método BK10 foi o método que apresentou os melhores resultados absolutos para as temperaturas das curvas de destilação dos produtos tanto da coluna atmosférica como da coluna a vácuo.

#### 5.2.4 Alteração no número total de pratos na coluna de vácuo

Após a avaliação dos resultados obtidos na simulação, quando a coluna de vácuo possuía um total de 31 pratos, verificou-se que com a sobreposição das curvas de destilação dos produtos e ainda o facto do LVGO e do 500SN estarem relativamente longe dos resultados pretendidos, a coluna teria que ter mais pratos e a posição de saída dos produtos teria que ser alterada.

Deste modo, foram feitos ensaios para um número total de 60 e 90 pratos para a coluna de vácuo. Escolheram-se números totais de pratos substancialmente elevados, considerados até exagerados e não realistas, de maneira a averiguar a sua influência nos resultados das curvas de destilação dos produtos da coluna. Realizou-se este procedimento também pelo facto da coluna de vácuo ser constituída por leitos de enchimento, sendo que o simulador não possui essa opção, torna-se necessário o ajuste do número de pratos por leito com a finalidade de se obter o objetivo pretendido. Na realização deste procedimento foram apenas efetuadas alterações no número total de pratos da coluna, bem como na posição dos *pumparounds* e das saídas dos produtos na coluna.

Todos os resultados obtidos nestes ensaios encontram-se detalhados no Anexo G. Neste capítulo serão apenas apresentados os resultados para o LVGO e para o 500SN que são os produtos mais críticos no processo de calibração da coluna, sendo que os resultados dos restantes produtos se encontram no Anexo G, e só serão tidos em conta os resultados segundo as condições do sinótico 2.

Na Tabela 5.18 encontram-se as distribuições adotados para as entradas e saídas das correntes, quando a coluna tem 90 e 60 pratos.

Tabela 5.18 Distribuição das entradas e saídas das correntes na coluna de vácuo, para um total de 90 e 60 pratos

Corrente	90 pratos		60 pratos	
	Prato de Entrada (modo de entrada da corrente)	Prato de Saída	Prato de Entrada (modo de entrada da corrente)	Prato de Saída
<b>RAT</b>	85 ( <i>Furnace</i> )	-	55 ( <i>Furnace</i> )	-
<b>Steamvac</b>	90 ( <i>On-Stage</i> )	-	60 ( <i>On-Stage</i> )	-
<b>Topo</b>	-	1	-	1
<b>LVGO</b>	-	2	-	2
<i>Spindle</i>	-	25	-	19
<b>100SN</b>	-	40	-	22
<b>150SN</b>	-	62	-	30
<b>500SN</b>	-	83	-	53
<b>Resvac</b>	-	90	-	60

Além da alteração realizada nas entradas e saídas dos produtos na coluna principal, também o posicionamento dos *pumparounds* sofreram alterações que se encontram designadas na Tabela 5.19.

Tabela 5.19 Distribuição dos pratos de entrada e saída dos *pumparounds* na coluna de vácuo

<i>Pumparound</i>	90 pratos		60 pratos	
	Prato de Entrada	Prato de Saída	Prato de Entrada	Prato de Saída
<b>E – 2009</b>	1	2	1	2
<b>E – 2003AB</b>	3	4	3	4
<b>Lavagem</b>	84	83	54	53

Posto isto, foram realizadas as simulações com as novas configurações e com o novo número de pratos totais da coluna, tendo-se obtido os resultados presentes nas Tabela 5.20 e Tabela 5.21, para o LVGO e 500SN, respetivamente.

**Tabela 5.20** Resultados obtidos no simulador para as curvas de destilação do LVGO quando é feita uma alteração do número de pratos totais para 90 e 60 pratos

**LVGO**

<b>% Volume Destilado</b>	<b>Temperatura Laboratório (°C)</b>	<b>Temperatura Aspen Plus 31 pratos (°C)</b>	<b>Temperatura Aspen Plus 60 pratos (°C)</b>	<b>Temperatura Aspen Plus 90 pratos (°C)</b>
<b>5</b>	260,6	289,7	290,0	288,4
<b>10</b>	267,3	297,3	297,5	296,7
<b>30</b>	283,5	311,5	311,5	311,1
<b>50</b>	295,9	320,4	320,3	319,9
<b>70</b>	306,5	328,4	327,6	327,3
<b>90</b>	318,2	337,3	336,3	335,9
<b>95</b>	322,9	347,6	341,5	341,1

Atendendo à informação da Tabela 5.20, constata-se que entre os três ensaios realizados, para 31, 60 e 90 pratos, os valores não diferem substancialmente uns dos outros. Era esperado que com o maior número de pratos na coluna a separação entre produtos fosse maior e no topo da coluna a temperatura diminuísse significativamente, o que acabou por não se verificar. No geral, com o aumento do número de pratos verifica-se uma diminuição nas temperaturas de algumas décimas com um máximo de cerca de 6°C.

Assim, dos três ensaios o que favorece a curva de destilação do LVGO é o ensaio com 90 pratos totais, onde a maioria dos pontos se encontram mais próximos dos resultados do laboratório. No entanto, mesmo com um ligeiro aproximar, a curva do LVGO apresenta desvios bastante significativos relativamente aos resultados do laboratório, por exemplo, no caso do ponto 95% de volume de destilado é apresentada uma discrepância de 18,2 °C.

**Tabela 5.21** Resultados obtidos no simulador para as curvas de destilação do 500SN quando é feita uma alteração do número de pratos totais para 90 e 60 pratos

<b>500SN</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	<b>Temperatura Laboratório (°C)</b>	<b>Temperatura Aspen Plus 31 pratos (°C)</b>	<b>Temperatura Aspen Plus 60 pratos (°C)</b>	<b>Temperatura Aspen Plus 90 pratos (°C)</b>
<b>5</b>	453,0	443,1	443,7	443,4
<b>10</b>	462,0	461,5	462,4	462,1
<b>30</b>	480,0	472,8	473,1	472,9
<b>50</b>	494,0	483,6	483,7	483,5
<b>70</b>	515,0	496,9	496,9	496,7
<b>90</b>	543,0	514,4	514,5	514,3
<b>95</b>	556,0	534,2	534,3	534,2

Observando agora os resultados obtidos para o 500SN, constata-se que os resultados são ainda mais discrepantes do que no caso do LVGO, tendo em conta que a diferença entre as curvas nas três tentativas é de apenas de algumas décimas de grau. No caso do 500SN a configuração com os 60 pratos é a que favorece a sua curva de destilação, ainda que por muito pouco.

Mesmo com o aumento do número total de pratos da coluna e com um distanciamento significativo entre os pratos de saída de cada produto, a existência dos *overlaps* mantêm-se na maioria dos resultados, como é possível consultar na Tabela 5.22.

**Tabela 5.22** *Overlaps* e *Gaps* obtidos nas curvas de destilação da coluna de vácuo resultantes do Aspen Plus para os ensaios com 31, 60 e 90 pratos

<b>Corrente</b>	<b>Overlap Aspen Plus 31 pratos(°C)</b>	<b>Overlap Aspen Plus 60 pratos(°C)</b>	<b>Overlap Aspen Plus 90 pratos(°C)</b>
<b>LVGO e Spindle</b>	3,2	Gap de 6,4°C	Gap de 5°C
<b>Spindle e 100SN</b>	10,4	18,2	Gap de 0,1°C
<b>100SN e 150SN</b>	20,4	16,2	11,3
<b>150SN e 500SN</b>	15,3	13,7	14

Atendendo a todos os resultados obtidos, conclui-se que a configuração da coluna com 90 pratos é a que mais favorece a simulação. Embora esta configuração não seja a melhor configuração para o 500SN, favorece o LVGO e é onde se verificam os menores *overlaps* entre os produtos.

Posto isto, é possível afirmar que na simulação o aumento do número total de pratos da coluna de vácuo não leva a melhorias muito significativas e sabendo que o número de

pratos adotados para a realização destes ensaios foi exagerado, tomou-se a decisão de manter a configuração da coluna original, ou seja, a coluna com 31 pratos.

O facto de os resultados não serem os esperados podem, em certa parte, ser explicados pelo facto da curva TBP do crude introduzida na simulação não ser totalmente correspondente ao crude que estava a ser utilizado aquando da recolha das amostras dos produtos usadas nos ensaios deste presente trabalho. Realizaram-se algumas tentativas de ajuste da curva TBP do crude, de maneira a obter-se resultados mais próximos aos esperados, cujos resultados encontram-se no subcapítulo 5.2.5.

### 5.2.5 Ajuste da curva TBP do crude

De maneira a encontrar uma curva TBP do crude que ajuste os resultados obtidos pelo simulador aos resultados fornecidos pelo laboratório, fizeram-se algumas tentativas de alteração da curva original fornecida pela empresa. Na Tabela 5.23, apresenta-se a curva TBP do crude original (disponibilizada pela empresa) e a curva obtida pelo ajuste.

Tabela 5.23 Curvas TBP original e alterada do *Arabian Light*

<b>%Volume Destilado</b>	<b>Temperatura da Curva Original (°C)</b>	<b>Temperatura da Curva Alterada (°C)</b>
<b>0</b>	3	3
<b>1,9</b>	20	20
<b>6,2</b>	65	65
<b>18,5</b>	145	145
<b>34,3</b>	230	215
<b>45,3</b>	290	290
<b>60,1</b>	375	363
<b>71,9</b>	470	465
<b>80,4</b>	540	555
<b>90</b>	649	669
<b>95</b>	753	820
<b>99</b>	961	961

Como é possível observar a curva original do crude foi alterada em diversos pontos. A alteração realizada refletiu-se nas curvas de destilação dos produtos da coluna de vácuo. Nas seguintes Tabelas 5.24 e Tabela 5.25, encontram-se os resultados obtidos para o LVGO e para o 500SN, pois são os produtos cujos desvios são maiores e foram usados apenas os dados do sinótico 2. Os dados obtidos para os restantes produtos encontram-se no Anexo H.

**Tabela 5.24** Resultados da curva de destilação do LVGO com a alteração da TBP do crude

<b>% Volume Destilado</b>	<b>Temperatura Laboratório (°C)</b>	<b>Temperatura TBP Original (°C)</b>	<b>Temperatura TBP Alterada (°C)</b>
<b>5</b>	260,6	289,7	290,9
<b>10</b>	267,3	297,3	298,5
<b>30</b>	283,5	311,5	310,0
<b>50</b>	295,9	320,4	316,6
<b>70</b>	306,5	328,4	322,5
<b>90</b>	318,2	337,3	328,8
<b>95</b>	322,9	347,6	338,1

Analisando a curva de destilação do LVGO quando é feita a alteração da TBP do crude, percebe-se que existiu uma melhoria significativa dos resultados, sobretudo nos pontos de 50 a 95% de volume destilado. Por exemplo, para o ponto 95% houve um decréscimo da temperatura relativamente aos resultados com a TBP original de 9,5°C e ficando 15,2°C acima da temperatura obtida pelo laboratório.

**Tabela 5.25** Resultados da curva de destilação do 500SN com a alteração da TBP do crude

<b>% Volume Destilado</b>	<b>Temperatura Laboratório (°C)</b>	<b>Temperatura TBP Original (°C)</b>	<b>Temperatura TBP Alterada (°C)</b>
<b>5</b>	453	443,1	440,3
<b>10</b>	462	461,5	459,7
<b>30</b>	480	472,8	476,2
<b>50</b>	494	483,6	491,0
<b>70</b>	515	496,9	509,3
<b>90</b>	543	514,4	536,4
<b>95</b>	556	534,2	554,4

À semelhança do que foi observado com LVGO, com o 500SN também se vê uma tendência de aproximação aos dados laboratoriais quando a curva TBP é alterada. Nos pontos 5 e 10% de volume destilado verifica-se que não houve uma melhoria de resultados bem pelo contrário, os resultados sofreram um ligeiro afastamento do pretendido. No entanto todos os outros pontos apresentaram melhorias, nomeadamente o ponto 95% que ficou a cerca de 1,6°C do valor obtido pelo laboratório da empresa.

Posto isto, e analisando todos os dados obtidos nestes ensaios é possível afirmar-se que o ajuste feito à curva TBP do crude favorece a concordância entre valores simulados e laboratoriais e que para tal se deve adotar uma nova curva TBP para a realização da

simulação. No entanto, foi facultada a informação que para um crude *Arabian Light* utilizado na empresa o ponto 95% de volume destilado deverá corresponder a uma temperatura de 750°C, que é concordante com o valor da curva TBP original. Tentou-se fazer o ajuste sem que fosse feita uma alteração significativa no ponto 95%, contudo tal não foi possível, uma vez que é um ponto com muita influência nos resultados do 500SN. Tentou-se ainda ajustar a curva de maneira a favorecer os resultados do LVGO sem a alteração do ponto 95%, porém a simulação não o permitia levando a que a mesma apresentasse erros e ao seu não funcionamento ou então, quando foi possível o ajuste, a alteração não refletiu resultados significativamente satisfatórios no LVGO.

Deste modo, o facto de se ter feito um ajuste à curva TBP acabou por distanciar a mesma de uma realidade utilizada pela empresa, optando-se assim por manter a curva original. Conclui-se ainda que a alteração de valores acima do ponto 80,1% condiciona muito as características das frações mais pesadas como é o caso do 500SN.

#### 5.2.6 Especificações do *Design* da Coluna de Vácuo

Os *designs* das colunas de destilação apresentam especificações, que podem ser impostas pelo simulador. Deste modo, impuseram-se especificações para a coluna de vácuo que foi onde foram apresentados os resultados menos satisfatórios.

Como foi demonstrado nos subcapítulos anteriores 5.2.4 e 5.2.5, sabe-se que os resultados apresentam dois tipos de problemas, o distanciamento entre os resultados do simulador e do laboratório da empresa e ainda a existência de *overlaps* entre as curvas de destilação dos produtos. Para tal foram realizadas especificações com vista à eliminação destes dois tipos de erros.

Posteriormente a diversas tentativas, as especificações impostas ao simulador para a coluna de vácuo encontram-se na Tabela 5.26.

Tabela 5.26: Especificações de *design* impostas à coluna de vácuo

Corrente	Tipo de Especificação	Temperatura objetivo	% Líquida da corrente	Tipo de variável ajustável
LVGO		330		Caudal do produto lateral no prato 2
<i>Spindle</i>	Temperatura segundo a norma ASTM D86	385	95	Caudal lateral do produto lateral no prato 8
100SN		415		Caudal lateral do produto lateral no prato 12
150SN		448		Caudal lateral do produto lateral no prato 17
500SN		550		Caudal lateral do produto lateral no prato 24

As especificações aplicadas tiveram como base as temperaturas no ponto 95% de volume destilado das curvas de destilação de cada produto da coluna e é de salientar que só foram utilizadas as condições do sinótico 2. No caso do LVGO e do 500SN não foi possível ajustar a temperatura do simulador à temperatura do laboratório, uma vez que a simulação encontra erros e deixa de funcionar.

A aplicação destas especificações no *design* da coluna, implicam alterações no caudal de saída dos produtos laterais da coluna, uma vez que é a variável manipulada, bem como nas curvas de destilação dos produtos da coluna. Posto isto, foi realizada a comparação dos valores obtidos no simulador, com os resultados fornecidos pelo laboratório e ainda com os resultados para a simulação sem as especificações. Na Tabela 5.27 e na Tabela 5.28 encontram-se os resultados para o LVGO e para o 500SN, respetivamente, pois são os produtos com maior discrepância entre resultados. Os restantes valores obtidos para os restantes produtos encontram-se detalhados no Anexo I.

**Tabela 5.27:** Resultados obtidos para as curvas de destilação do LVGO com a introdução de especificações de *design*

<b>% Volume Destilado</b>	<b>Temperatura Laboratório (°C)</b>	<b>Temperatura com Especificações (°C)</b>	<b>Temperatura sem Especificações (°C)</b>
<b>5</b>	260,6	283,3	289,7
<b>10</b>	267,3	288,7	297,3
<b>30</b>	283,5	300,0	311,5
<b>50</b>	295,9	307,0	320,4
<b>70</b>	306,5	313,5	328,4
<b>90</b>	318,2	322,1	337,3
<b>95</b>	322,9	330,0	347,6

Atendendo aos resultados presentes na Tabela 5.27, verifica-se que não foi possível ajustar, com a especificação de *design*, a temperatura do ponto 95%, como já foi mencionado anteriormente. No entanto, é possível constatar-se que os valores das temperaturas melhoraram relativamente à simulação sem especificações, em que houve decréscimos de temperaturas entre os 7 e os 18°C. Relativamente aos resultados do laboratório, o distanciamento de resultados diminuiu, no entanto, o mesmo ainda se encontra entre os 4 e os 23°C.

**Tabela 5.28:** Resultados obtidos para as curvas de destilação do 500SN com a introdução de especificações de *design*

<b>% Volume Destilado</b>	<b>Temperatura Laboratório (°C)</b>	<b>Temperatura com Especificações (°C)</b>	<b>Temperatura sem Especificações (°C)</b>
<b>5</b>	453,0	431,7	443,1
<b>10</b>	462,0	446,7	461,5
<b>30</b>	480,0	465,9	472,8
<b>50</b>	494,0	481,2	483,6
<b>70</b>	515,0	500,5	496,9
<b>90</b>	543,0	528,7	514,4
<b>95</b>	556,0	550,0	534,2

À semelhança do que aconteceu com o LVGO e do que foi explicado anteriormente, também a temperatura correspondente ao ponto de 95%, segundo a simulação com especificações de *design*, não foi ajustada à temperatura do ponto 95% fornecida pelo

laboratório. Na simulação com especificações constata-se que só houve melhorias a partir do ponto 70% de volume destilado relativamente aos resultados da simulação sem especificações e conseqüentemente relativamente aos resultados do laboratório. Para os pontos de 70 a 95% houve melhorias de temperatura de 4 a 16°C, entre os resultados das simulações com e sem especificações. Quando se tem em conta a simulação com especificações e os resultados do laboratório, do ponto 70 ao ponto 95%, existe uma diferença entre resultados de 6 a 15°C.

Atendendo ao problema dos *overlaps*, verificou-se que, com a introdução das especificações, não ajudam, como é possível observar na Tabela 5.29.

Tabela 5.29: *Overlaps* obtidos com a introdução das especificações de *design*

<b>Corrente</b>	<b>Overlap da Simulação sem especificações (°C)</b>	<b>Overlap da Simulação com especificações (°C)</b>
<b>LVGO e Spindle</b>	3,2	<i>Gap</i> 8,1
<b>Spindle e 100SN</b>	10,4	13,4
<b>100SN e 150SN</b>	20,4	21,6
<b>150SN e 500SN</b>	15,3	16,1

Segundo os resultados obtidos para os *overlaps* entre as curvas de destilação dos produtos, verifica-se que à exceção das curvas do LVGO e do *Spindle* que apresentam um *gap*, todas as restantes curvas apresentam um *overlap* superior ao obtido para a simulação sem especificações. Relembrando os resultados laboratoriais do sinótico 2, salienta-se que apenas foi verificado um *overlap* entre a curva de destilação do *Spindle* e do 100SN, com cerca de 7°C. Pode-se concluir que as especificações utilizadas não favorecem o problema dos *overlaps*, e que para tal seria adequado realizar as especificações atendendo ao ponto 5% de volume destilado das curvas. No entanto, essa abordagem foi realizada não tendo sido possível obter resultados, isto é, a simulação apresenta erros por falta de convergência das equações usadas pelo simulador.

Para serem obtidos os resultados apresentados foi necessário que a simulação realizasse alterações nos caudais de saída dos produtos laterais da coluna de vácuo. Assim, na seguinte Tabela 5.30 encontram-se as alterações obtidas nos caudais de saída dos produtos da coluna.

**Tabela 5.30:** Resultados obtidos para os caudais dos produtos laterais da coluna de vácuo, quando impostas especificações de *design*

	<b>Caudal da simulação sem especificações (m<sup>3</sup>/h)</b>	<b>Caudal da simulação com especificações (m<sup>3</sup>/h)</b>
<b>LVGO</b>	4,73	2,91
<b><i>Spindle</i></b>	4,12	9,64
<b>100SN</b>	7,52	3,88
<b>150SN</b>	7	7,61
<b>500SN</b>	14,67	25,2

Avaliando os resultados obtidos, verifica-se a existência de diferenças significativas entre os caudais das duas simulações, sendo as mais notórias as do *Spindle*, 100SN e do 500SN. Chegou-se à conclusão que poderá ter existido uma troca entre os caudais do *Spindle* e o 100SN, fruto da proximidade dos pratos de saída dos dois produtos e que pode ser considerada uma diferença aceitável. No entanto, o valor obtido para o 500SN não é aceitável para a realidade da empresa e não foi encontrada uma explicação para tal facto.

Finalizadas diversas tentativas, com diversos parâmetros alterados, ficaram algumas dúvidas relativamente às diferenças de temperatura, nomeadamente se houve erros nos medidores de caudais que levassem a uma influência significativa nos resultados da simulação. Com o surgimento da pandemia não foi possível realizar mais recolhas de dados para efetivamente se avaliar a veracidade dos dados fornecidos pelos sinóticos da empresa, nem tão pouco fazer testes laboratoriais aos cortes da coluna de vácuo.

Deste modo, obteve-se um modelo que representa as duas colunas da empresa mesmo ainda necessitando de alguns ajustes.



## 6. Conclusões

---

Este trabalho teve como objetivo a simulação do funcionamento das colunas da unidade de destilação da Fábrica de Óleos Base, mais especificamente as colunas T-2001 e T-2002.

Deste modo foram recolhidos e fornecidos dados pela empresa, correspondentes às curvas de destilação segundo a norma ASTM D86 de cada produto das colunas T-2001 e T-2002. Os dados foram fornecidos em momentos diferentes e então foram designados por sinótico 1 e sinótico 2.

Após realizadas as simulações segundo o dois sinóticos, verifica-se que as diferenças mais notórias entre os valores obtidos pelo simulador e pelo laboratório da empresa, foram obtidos para o LVGO e 500SN. Nos dois sinóticos os desvios relativos para o LVGO encontram-se entre os 6 e os 21% abaixo do esperado e no caso do 500SN os desvios situaram-se entre os 0,11 e os 6% acima do esperado. Relativamente à corrente de *Spindle* obtiveram-se desvios entre o 2% abaixo dos resultados pretendidos e 2% acima do objetivo; o 100SN teve desvios entre os 2% abaixo dos resultados do laboratório e 2% acima dos valores do relatório e por fim o 150SN obteve os desvios entre os 2% abaixo do valor pretendido e os 3% acima dos valores laboratoriais.

Outra das conclusões alcançadas neste trabalho é que, em ambos os sinóticos, as temperaturas da curva de destilação do resíduo atmosférico obtidas no simulador se encontram abaixo dos resultados fornecidos pelo laboratório. Tal facto revela que na sua composição ainda estão contidos componentes leves que não foram destilados e que acabaram por influenciar os resultados obtidos pelos produtos da coluna de vácuo, uma vez que o resíduo atmosférico é a alimentação da mesma.

Realizou-se uma análise das temperaturas internas da coluna, mais concretamente em determinados pratos da mesma. Efetuada a comparação entre os dados da empresa e os resultados do simulador, constatou-se que há uma discrepância de valores, sendo maior para os pratos acima do prato 17 e menor depois do mesmo, sendo a temperatura do prato 17 a que apresenta os resultados mais próximos. Uma razão para tal acontecimento pode estar na leitura incorreta pelos medidores de caudal e de temperatura da coluna e sobretudo dos *pumparounds*, que podem estar a influenciar o funcionamento da coluna e consequentemente a destilação na mesma.

Relativamente aos produtos da coluna atmosférica verificou-se que para o sinótico 2, o único com resultados laboratoriais para estas correntes, os resultados para o *white spirit* foram obtidos desvios entre os 2 e os 7% abaixo das temperaturas laboratoriais e para o gasóleo os desvios situaram-se entre os 3% abaixo e 2% acima dos resultados laboratoriais.

Além dos desvios relativos significativos observados, verificou-se ainda a existência de *overlaps* que indicam que o fracionamento dos produtos da coluna não está a ser o pretendido. Deste modo, foram efetuados ensaios com um número excessivo de pratos na coluna de vácuo, concluindo-se que o maior número de pratos não leva a uma melhoria significativa dos resultados das curvas de destilação dos produtos da coluna.

Relativamente às tentativas efetuadas para o ajuste da curva TBP do crude, chegou-se à conclusão de que, mesmo esta tendo levado à melhoria de resultados, torna a curva distante da realidade do crude *Arabian Light* utilizado na empresa e que os pontos acima de 80,1% condicionam muito as características das frações mais pesadas, como o 500SN.

Por fim, foram impostas especificações de *design* à coluna tentando diminuir o distanciamento entre resultados e a diminuição dos *overlaps* existentes entre as curvas de destilação dos produtos. Este procedimento verificou-se mais eficaz para o problema das temperaturas das curvas de destilação do que para a questão dos *overlaps*, em que não se verificou uma melhoria, pelo contrário, os resultados pioraram.

Posto isto, conclui-se que existem dados inseridos, relativos a temperaturas ou caudais, que estão a influenciar todos os resultados, que podem ser explicados por algum erro nos medidores da coluna e que necessitam de escrutínio no futuro. Devido ao surgimento da pandemia não foi possível a recolha de mais dados que pudessem ajudar na compreensão dos dados obtidos e de possíveis valores errados introduzidos na simulação. Pode-se concluir que foi obtido um modelo que representa as colunas da empresa, precisando ainda de alguns ajustes e não tendo sido possível a otimização da mesma.

Por fim, para um trabalho futuro sugere-se a recolha de mais dados que ajudem a comprovar a veracidade dos dados fornecidos pelos sinóticos da empresa.

Concluída a calibração das colunas pretende-se também ajustar as condições operatórias no sentido de maximizar o rendimento em cada óleo base cumprindo às especificações destas correntes nomeadamente a sua viscosidade.

## Referências Bibliográficas

---

- [1] GARY, J.H., HANDWERK G.E., KAISER M.J., 2007, (5 th ed.), *Petroleum Refining: Tecnology and Economics*, CRC Press. 463pp
- [2] MORSE E.,TURGEON A., *Petroleum*, 2018, <https://www.nationalgeographic.org/encyclopedia/petroleum/> acesso em 26 de fevereiro de 2020
- [3] MOHAMED A. FAHIM, TAHER A. AL-SAHHAF, AMAL ELEKILANI, 2010, (1st ed.); *Fundamentals of Petroleum Refining*, Elsevier. 493pp
- [4] JACOB A. MOULIJN, MICHELMAKKEE, ANNELIESE. VAN DIEPEN, 2013, (2nd ed.); *Chemical Process Technology*, John Wiley & Sons, LTD. 552pp
- [5] G. SPEIGHT, JAMES, 2002, *Handbook of Petroleum Product Analysis* vol. 160(1st ed.), Wiley-Interscience. 454pp
- [6] M.R. RIAZI, 2005, Vol.1 (1st ed.), *Characterization and Properties of Petroleum Fractions*, ASTM International. 407pp
- [7] *Destilação*, 2007, [http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com\\_content&task=view&id=223&Itemid=413](http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?option=com_content&task=view&id=223&Itemid=413) acesso em 24 de fevereiro de 2020
- [8] RIBEIRO, L., *Quase dois terços da energia consumida em Portugal vêm do petróleo e do gás*, 2020, <https://www.dinheirovivo.pt/economia/quase-dois-tercos-da-energia-consumida-em-portugal-vem-do-petroleo-e-do-gas/> acesso em 26 de fevereiro de 2020
- [9] PRADO, M., ROSA, S., 2019, *Como consumimos energia em Portugal? Uma história contada em números*, <https://expresso.pt/economia/2019-05-28-Como-consumimos-energia-em-Portugal--Uma-historia-contada-em-numeros> acesso em 26 de fevereiro de 2020
- [10] *Refinação*, <https://www.apetro.pt/setores-de-atividade/refinacao/20> acesso em 2 de março de 2020
- [11] *Portugal*, <https://www.galp.com/corp/pt/sobre-nos/presenca-no-mundo/portugal> acesso em 28 de fevereiro de 2020
- [12] FREITAS, O., 2019, *Refinação: o processo*, <https://www.mineralex.net/refinacao-em-portugal-as-refinarias-do-porto-e-de-sines/> acesso em 28 de fevereiro de 2020

- [13] RODRIGUES, J., 2015, *Inauguração da Refinaria da SACOR em Leça da Palmeira, 1970*, <https://www.flickr.com/photos/zerrodrigues/21768572136> acesso em 24 de março de 2020
- [14] 2011, *Refinaria de Matosinhos: Data Book de Segurança, Saúde e Ambiente*, [https://www.galpenergia.com/PT/investidor/ConhecerGalpEnergia/Os-nossos-negocios/Refinacao-Distribuicao/ARL/Refinacao/RefinariaMatosinhos/Documents/AF\\_Databook\\_Matosinhos\\_2011\\_PT.pdf](https://www.galpenergia.com/PT/investidor/ConhecerGalpEnergia/Os-nossos-negocios/Refinacao-Distribuicao/ARL/Refinacao/RefinariaMatosinhos/Documents/AF_Databook_Matosinhos_2011_PT.pdf) acesso em 26 de março de 2020
- [15] Memória Descritiva da Fábrica de Óleos Base
- [16] M. GABRIELA, G. BERNARDO, *Breve Introdução ao Aspen Plus*, abril 1998, Instituto Superior Técnico, <http://web.ist.utl.pt/~ist11061/ebi/Aspen/ASPEN6.pdf> acesso em 3 de janeiro de 2020
- [17] BOR-YIH YU, 2013, *Introduction to Aspen Plus*, <http://www.che.ntu.edu.tw/ntuche/Education/Introduction%20to%20Aspen%20Plus%20--2014.pdf> acesso em 3 de janeiro de 2020
- [18] *Aspen Plus*, <https://www.aspentech.com/en/products/engineering/aspen-plus> acesso em 27 de março de 2020
- [19] NEVES DE ALMEIDA, R., *O Método dos Mínimos Quadrados : Estudo e Aplicações para o Ensino Médio*, maio 2015, Universidade Estadual do Norte Fluminense Darcy Ribeiro, <http://uenf.br/posgraduacao/matematica/wp-content/uploads/sites/14/2017/09/28052015Renato-Neves-de-Almeida.pdf>, acesso em 25 de junho de 2020
- [20] BHANDE,A., *What is underfitting and overfitting in machine learning and how to deal with it*, <https://medium.com/greyatom/what-is-underfitting-and-overfitting-in-machine-learning-and-how-to-deal-with-it-6803a989c76>, acesso em 24 de junho de 2020
- [21] F.C. DiehlI; A.R. SecchiI; L.P. LusaII; L.A.R. MunizIII; L.G.S. LonghiIV (2009). *Simulação Operacional de uma Torre de Destilação Atmosférica via Aspen Plus e Avaliação de Modelos de Analisadores Virtuais*, Sba: Controle & Automação Sociedade Brasileira de Automatica, 0103-1759
- [22] Aspen Technology, Inc., 2010, *Physical Property Methods*, Aspen Physical Property System.

## A. Anexo A – Propriedades do Crude

Da Tabela A.1 até à Tabela A.5, encontram-se as informações completas relativamente às propriedades do crude utilizado na empresa e dos seus respetivos cortes.

Tabela A.1 Propriedades gerais do crude

Manual FlashAssay - Jun19	dens.	dens.	enxofre	acidez
	API	15°C	wt %	mg KOH/g
	32,5	0,864	2,01	0,06

Tabela A.2 Propriedades para os cortes de gases, de nafta ligeira/média e nafta pesada

Gases	Nafta Ligeira/Média		Nafta Pesada	
	< 20 °C	20 – 65 °C	65 – 145 °C	
REND	REND	dens.	REND	dens.
v/v %	v/v %	15°C	v/v %	15°C
1,9	4,3	0,648	12,3	0,723

Tabela A.3 Propriedades para os cortes de gasóleo ligeiro e de gasóleo pesado

Gasóleo ligeiro			Gasóleo pesado		
230 – 290 °C			290- 375°C		
REND	dens.	enxofre	REND	dens.	enxofre
v/v %	15°C	m/m %	v/v %	15°C	m/m %
11,0	0,832	0,90	14,8	0,871	1,89

Tabela A.4 Propriedades do resíduo atmosférico e do corte de gasóleo de vácuo ligeiro

Resíduo atmosférico				Gasóleo de Vácuo Ligeiro		
> 375 °C				375 - 470 °C		
REND	dens.	enxofre	acidez	REND	dens.	enxofre
m/m %	15°C	m/m %	mg KOH/g	v/v %	15°C	m/m %
39,9	0,974	3,37	0,07	11,8	0,916	2,34

Tabela A.5 Propriedades dos cortes de gasóleo de vácuo pesado e do resíduo de vácuo

Gasóleo de vácuo pesado			Resíduo de Vácuo		
470 - 540 °C			> 540 °C		
REND	dens.	enxofre	REND	dens.	enxofre
v/v %	15°C	m/m %	v/v %	15°C	m/m %
8,5	0,945	2,75	19,6	1,01	4,15

Para a determinação dos pontos de 90, 95 e 99% da curva TBP do crude foi realizada uma extrapolação segundo o método dos mínimos quadrados. Deste modo, utilizaram-se as equações 3, 4 e 5. Na seguinte Tabela A.6 encontram-se os valores necessários à extrapolação dos pontos.

Tabela A.6 Resultados obtidos para os parâmetros necessários na extrapolação

% Volume Destilado	T <sub>b</sub> (°C)	x <sub>c</sub> (%)	T <sub>b</sub> (K)	x*	P*	P* <sub>calc</sub>	P* - P* <sub>calc</sub>
1,9	20	1,9	293	0,981	0,0610	0,155	-0,094
4,3	65	6,2	338	0,938	0,224	0,306	-0,082
12,3	145	18,5	418	0,815	0,514	0,592	-0,078
15,8	230	34,3	503	0,657	0,821	0,891	-0,070
11	290	45,3	563	0,547	1,04	1,09	-0,050
14,8	375	60,1	648	0,399	1,35	1,39	-0,040
11,8	470	71,9	743	0,281	1,69	1,67	0,020
8,5	540	80,4	813	0,196	1,94	1,92	0,020

Os resultados obtidos após realizada a extrapolação encontram-se na seguinte Tabela A.7.

Tabela A.7 Resultados da extrapolação para os pontos 90, 95 e 99% de volume destilado

T <sub>b</sub> (°C)	x <sub>c</sub> (%)	T <sub>b</sub> (K)	x*	P* <sub>calc</sub>
<b>649</b>	90	922	0,1	2,34
<b>753</b>	95	1026	0,05	2,72
<b>961</b>	99	1234	0,01	3,47

Para os resultados obtidos na Tabela A.7, foi obtida uma T<sub>b0</sub> de 276K e para os parâmetros A e B ajustáveis foram obtidos valores de 3,42 e 1,76, respetivamente.

Todos os exemplos de cálculo apresentados de seguida referem-se ao ponto de percentagem de volume destilado de 8,5% e temperatura 540°C. Como foi mencionado no subcapítulo 5.1.1, o x<sub>c</sub> corresponde à percentagem de volume de destilado cumulativo. Deste modo, o x<sub>c</sub> é determinado da seguinte maneira:

$$x_c = 1,9 + 4,3 + 12,3 + 15,8 + 11 + 14,8 + 11,8 + 8,5 = 80,4\%$$

Após o cálculo do x<sub>c</sub>, é necessário efetuar o cálculo do x\* que é efetuado da seguinte forma:

$$x^* = 1 - x_c = 1 - \frac{80,4}{100} = 0,196$$

Foi realizada a conversão das temperaturas em graus celsius para graus kelvin, sabendo que tal é feito como é demonstrado a seguir:

$$T(K) = T(^{\circ}C) + 273 = 540 + 273 = 813K$$

O  $P^*$  é determinado com a utilização de uma determinada  $T_{b0}$ , no entanto essa temperatura não é conhecida. Deste modo, para a realização do exemplo de cálculo foi utilizada a  $T_{b0}$  obtida no final da extrapolação, 276K. Assim para a determinação do  $P^*$  foi realizado o seguinte cálculo:

$$P^* = \frac{T_b - T_{b0}}{T_{b0}} = \frac{813 - 276}{276} = 1,94$$

Outro dos cálculos efetuados para a realização da extrapolação dos valores necessários é o  $P^*_{calc}$ , em que os valores dos parâmetros A e B utilizados no cálculo, foram os obtidos no final da extrapolação. Assim, o cálculo foi realizado da seguinte maneira:

$$P^*_{calc} = \left[ \frac{A}{B} \times \ln\left(\frac{1}{x^*}\right) \right]^{\frac{1}{B}} = \left[ \frac{3,42}{1,76} \times \ln\left(\frac{1}{0,196}\right) \right]^{\frac{1}{1,76}} = 1,92$$

O método dos mínimos quadrados é uma técnica de otimização matemática que busca o melhor ajuste para um conjunto de dados, de maneira a minimizar a soma dos quadrados das diferenças entre o valor estimado e os dados observados (diferenças essas designadas de resíduos). Assim foi calculada a diferença entre os valores estimados ( $P^*$ ) e os valores observados ( $P^*_{calc}$ ), e ainda a soma de todos os quadrados dessas diferenças.

$$P^* - P^*_{calc} = \text{resíduos} = 1,94 - 1,92 = 0,02$$

$$\begin{aligned} \sum \text{resíduos}^2 &= \sum (-0,094^2) + (-0,082^2) + (-0,078^2) + (-0,070^2) + \\ &(-0,050^2) + (-0,040^2) + 0,020^2 + 0,020^2 = 0,032 \end{aligned}$$

Por fim, teve que se calcular o coeficiente de determinação  $r^2$  que é uma medida de qualidade do modelo relativamente à sua habilidade de estimar corretamente os valores da variável resposta. De maneira a não existir um sobreajuste do modelo, foi imposta uma restrição ao valor de  $r^2$ :

$$r^2 \leq 0,99$$

Para tal foi necessário calcular o valor de  $r^2$  através da seguinte equação:

$$r^2 = \frac{\text{variância explicada}}{\text{variância total}} = 1 - \frac{\sum \text{resíduos}^2}{\sum (P^* - \bar{P}^*)^2}$$

$$= 1 - \frac{0,032}{(0,0610 - 0,955)^2 + (0,224 - 0,955)^2 + (0,514 - 0,955)^2 + (0,821 - 0,955)^2 + (1,04 - 0,955)^2 + (1,35 - 0,955)^2 + (1,69 - 0,955)^2 + (1,94 - 0,955)^2}$$

$$= 0,99$$

Em que  $\bar{P}^*$  é a média de  $P^*$  e  $n$  é o número de pontos da curva antes da extrapolação.

## B. Anexo B – Caracterização da Coluna de Destilação Atmosférica

Para a realização da caracterização da coluna de destilação atmosférica no *Aspen Plus* foi necessária a consulta de alguns diagramas da instalação das colunas da refinaria. Nas Figura B.3, Figura B.2 e Figura B.3 encontram-se o P&ID e alguns outros diagramas da coluna de destilação atmosférica da refinaria, que foram utilizados para a realização da simulação.

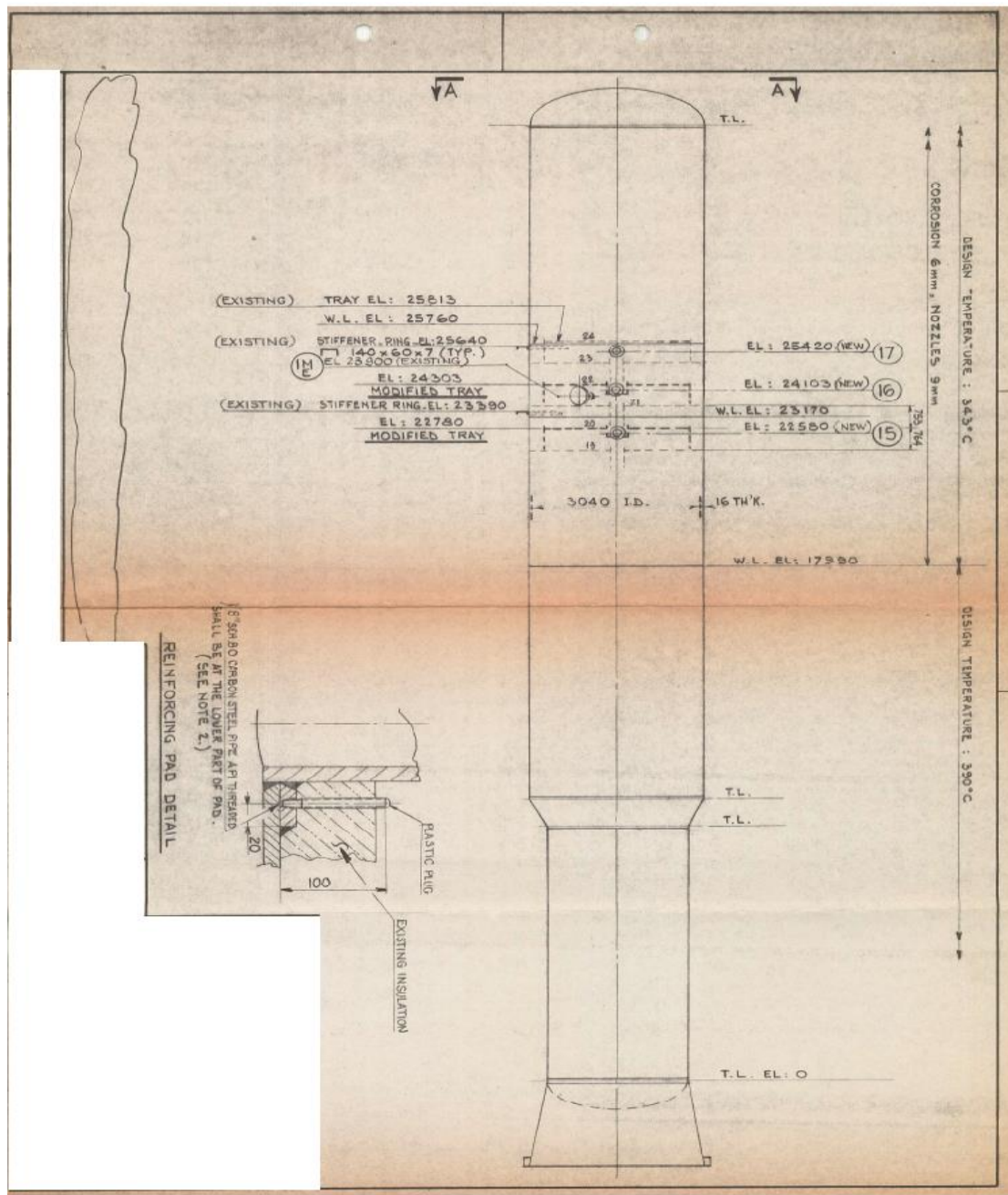


Figura B.1 Diagrama de uma alteração na coluna de destilação atmosférica

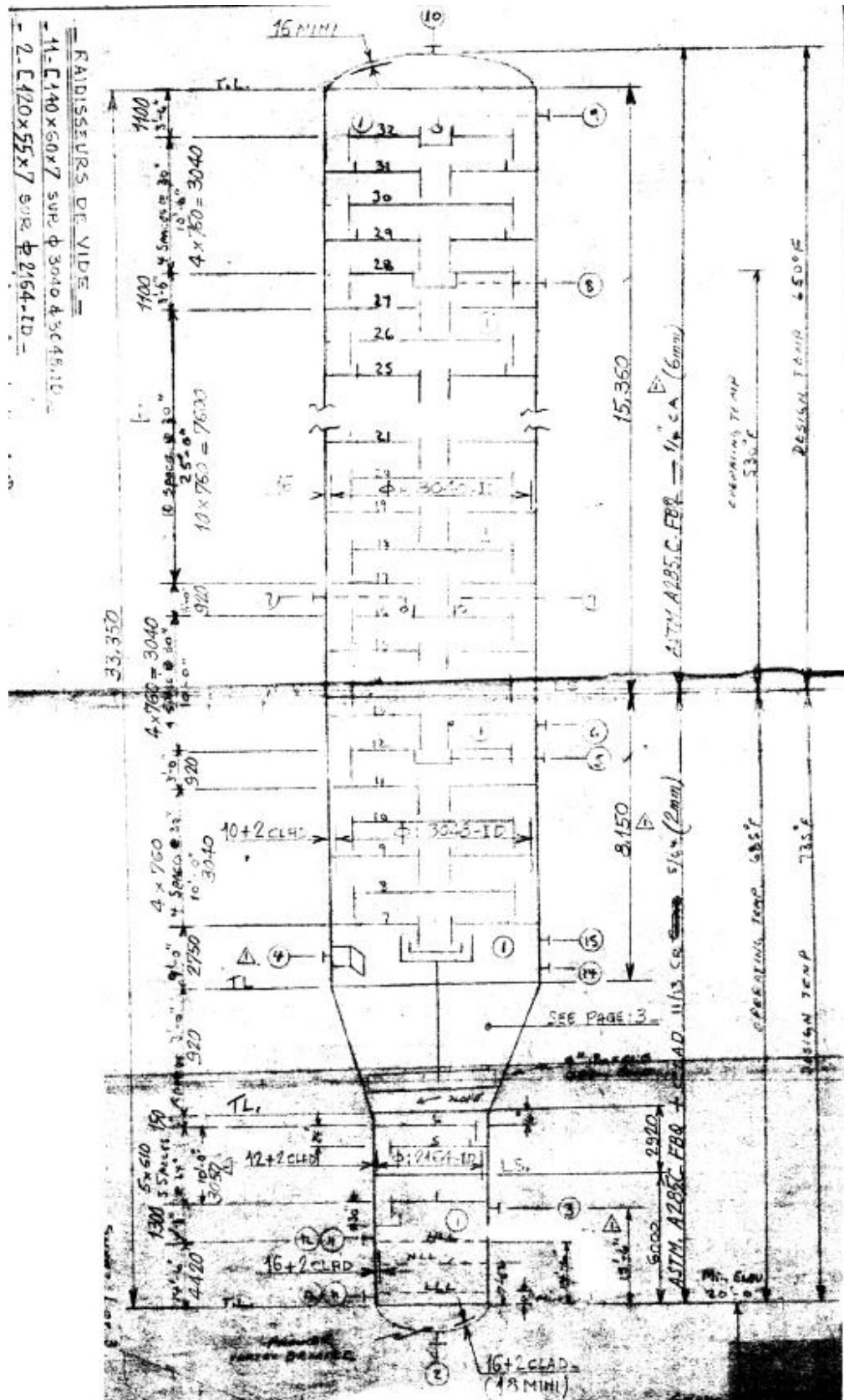


Figura B.2 Diagrama da coluna de destilação atmosférica completa





## C. Anexo C – Caracterização da Coluna de Destilação a Vácuo

Para o auxílio da caracterização da coluna de destilação de vácuo foram consultados alguns diagramas da coluna, nomeadamente o seu P&ID. Nas Figura C.1, Figura C.2 e Figura C.3 encontram-se o P&ID e um diagrama da coluna de destilação de vácuo completa da refinaria, que foram utilizados para a realização da simulação.

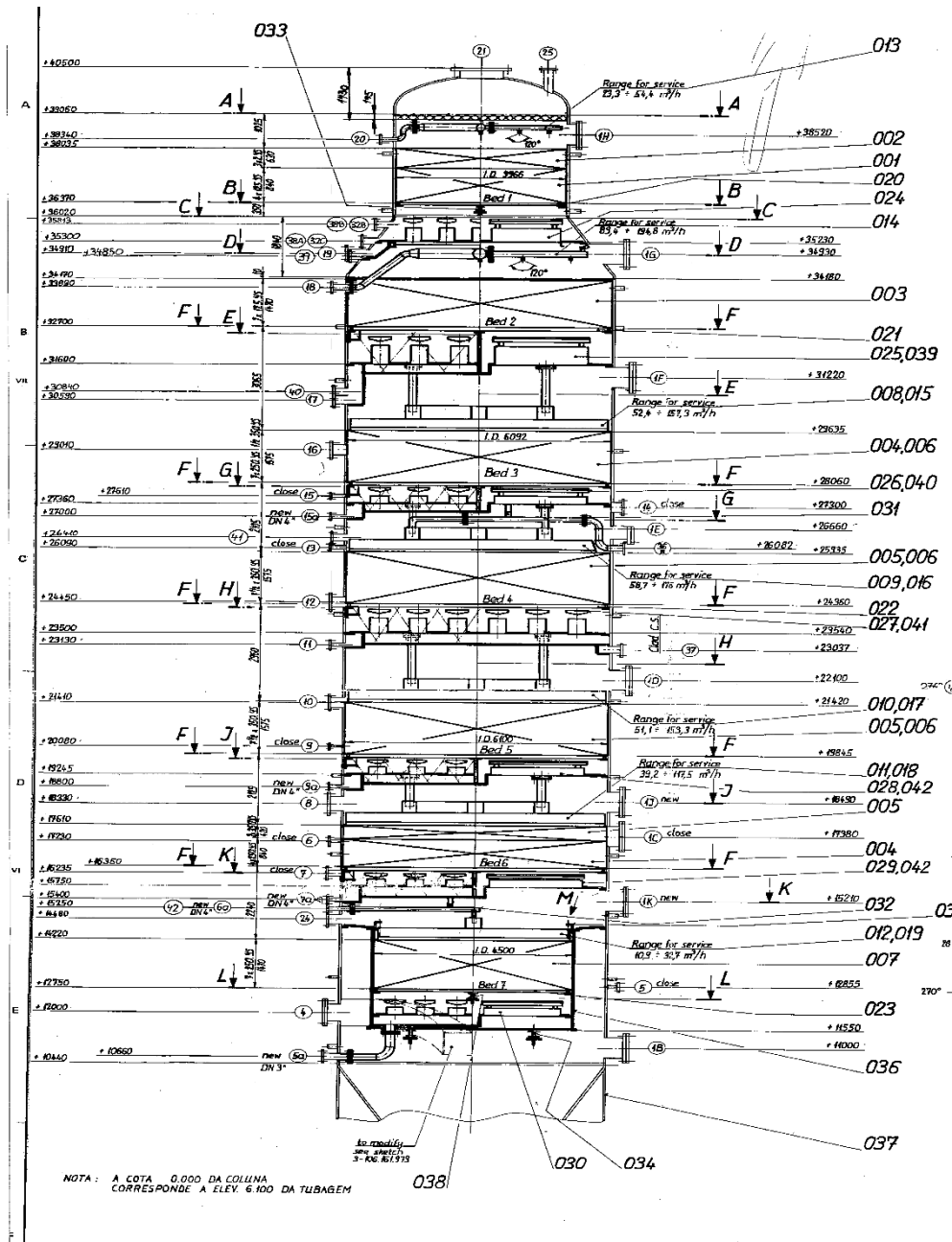


Figura C.1 Diagrama da coluna de destilação de vácuo completo



# Modelação do Funcionamento das Colunas T-2001 e T-2002

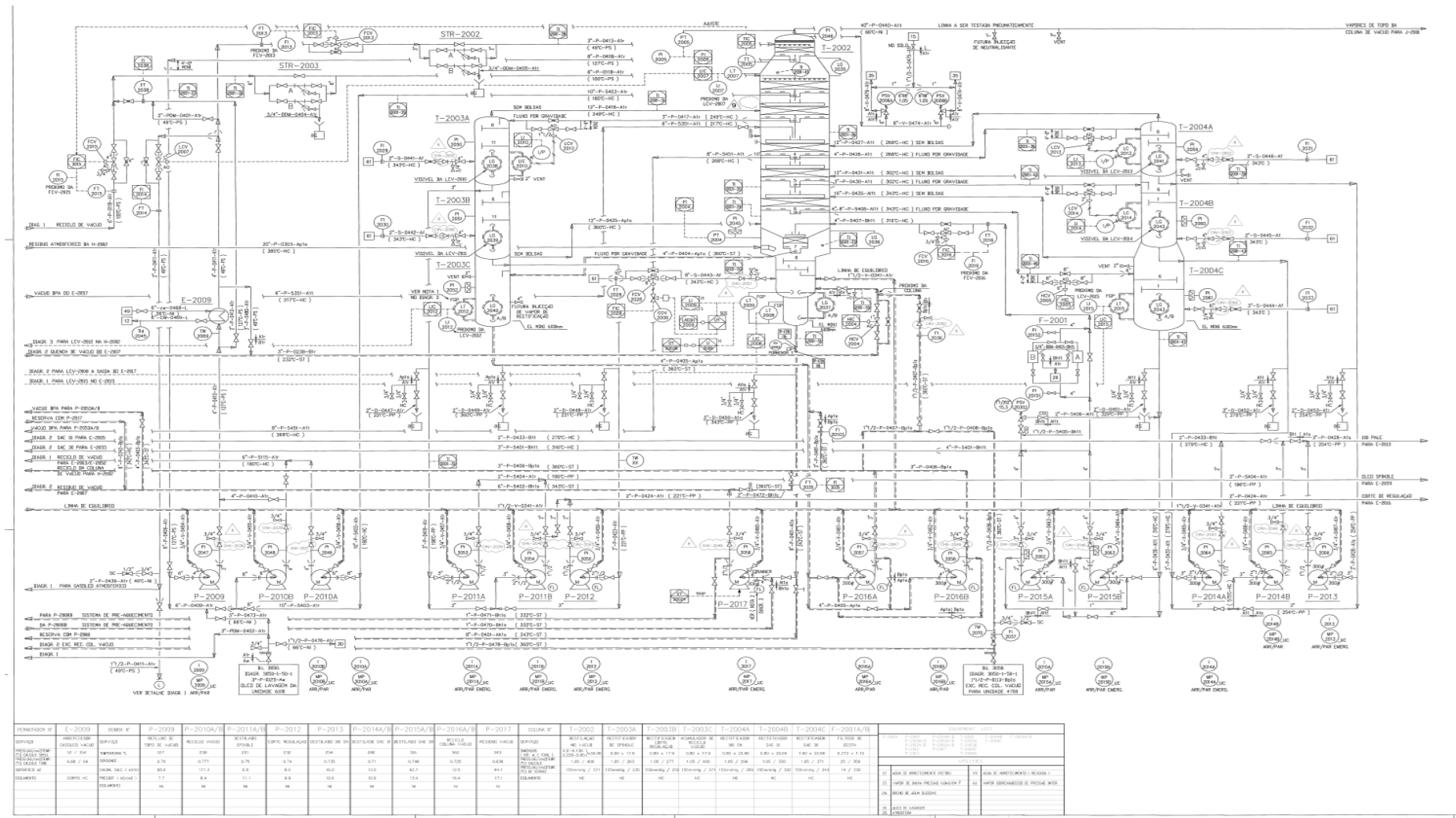


Figura C.3 P&ID da coluna de destilação de vácuo



## D. Anexo D – Resultados da Coluna Atmosférica

No presente anexo encontram-se os resultados obtidos para as curvas de destilação dos produtos, *white spirit*, gasóleo e resíduo atmosférico, da coluna de destilação atmosférica correspondentes às Figura 5.4 e Figura 5.5.

Tabela D.1 Resultados das curvas de destilação do resíduo atmosférico do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinótico 1

<b>Resíduo Atmosférico (RAT)</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
<b>5</b>	337,0	329,9	- 7,1	- 2,1
<b>10</b>	376,0	348,8	- 27,2	- 7,2
<b>30</b>	454,0	418,6	- 35,4	- 7,8
<b>50</b>	518,0	483,2	- 34,8	- 6,7
<b>70</b>	590,0	562,6	- 27,4	- 4,6
<b>90</b>	-	-	-	-
<b>95</b>	-	-	-	-

Tabela D.2 Resultados das curvas de destilação do *white spirit* do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinótico 2

<b>White Spirit</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
<b>5</b>	162,3	164,9	2,6	1,58
<b>10</b>	165,2	172,1	6,9	4,20
<b>30</b>	169,1	179,4	10,3	6,10
<b>50</b>	173,2	184,5	11,3	6,55
<b>70</b>	178,7	190,2	11,5	6,41
<b>90</b>	189,1	197,4	8,3	4,41
<b>95</b>	195,2	206,9	11,7	5,97

**Tabela D.3** Resultados das curvas de destilação do gasóleo do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinótico 2

<b>Gasóleo</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
<b>5</b>	218,2	223,7	5,5	2,53
<b>10</b>	225,5	231,5	6,0	2,67
<b>30</b>	242,9	248,3	5,4	2,24
<b>50</b>	265,0	266,9	1,9	0,720
<b>70</b>	292,3	289,8	- 2,5	- 0,851
<b>90</b>	328,3	322,2	- 6,1	- 1,87
<b>95</b>	342,9	337,7	- 5,2	- 1,52

## E. Anexo E – Resultados da Coluna de Vácuo

Neste anexo estarão os resultados das curvas de destilação dos produtos da coluna de destilação a vácuo, nomeadamente o LVGO, o *Spindle*, 100SN, o 150SN e o 500SN, que estão ilustrados nas Figura 5.6 e Figura 5.7, dos sinóticos 1 e 2.

Tabela E.1 Resultados das curvas de destilação do LVGO do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinótico 1

<b>LVGO</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
<b>5</b>	253,5	305,3	51,8	20,4
<b>10</b>	258,2	311,6	53,4	20,7
<b>30</b>	278,6	322,6	44,0	15,8
<b>50</b>	290,8	330,2	39,4	13,5
<b>70</b>	300,9	337,2	36,3	12,1
<b>90</b>	312,0	346,6	34,6	11,1
<b>95</b>	316,8	355,3	38,5	12,1

Tabela E.2 Resultados das curvas de destilação do *Spindle* do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinótico 1

<b><i>Spindle</i></b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
<b>5</b>	350,0	355,3	5,3	1,51
<b>10</b>	354,0	360,1	6,1	1,72
<b>30</b>	361,0	365,3	4,3	1,18
<b>50</b>	366,0	370,2	4,2	1,16
<b>70</b>	371,0	376,1	5,1	1,38
<b>90</b>	382,0	384,7	2,7	0,717
<b>95</b>	388,0	392,3	4,3	1,12

Tabela E.3 Resultados das curvas de destilação do 100SN do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinótico 1

<b>100SN</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
5	388,0	378,9	- 9,1	- 2,33
10	394,0	385,8	- 8,2	- 2,09
30	397,0	392,8	- 4,2	- 1,05
50	402,0	397,5	- 4,5	- 1,11
70	407,0	403,0	- 4,0	- 0,974
90	414,0	415,9	1,9	0,447
95	419,0	427,8	8,8	2,10

Tabela E.4 Resultados das curvas de destilação do 150SN do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinótico 1

<b>150SN</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
5	415,0	404,2	- 10,8	- 2,60
10	421,0	413,7	- 7,3	- 1,73
30	429,0	420,9	- 8,1	- 1,89
50	433,0	427,5	- 5,5	- 1,28
70	439,0	434,1	-4,9	- 1,11
90	448,0	452,0	4,0	0,902
95	454,0	457,7	3,7	0,809

Tabela E.5 Resultados das curvas de destilação do 500SN do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinóticos 1

<b>500SN</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
5	456,0	442,0	- 14,0	- 3,06
10	465,0	456,3	- 8,7	- 1,87
30	480,0	469,7	-10,3	- 2,14
50	494,0	481,3	-12,7	- 2,58
70	513,0	494,6	- 18,4	- 3,59
90	541,0	510,8	- 30,2	- 5,58
95	550,0	531,2	- 18,8	- 3,42

**Tabela E.6** Resultados das curvas de destilação do LVGO do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinótico 2

<b>LVGO</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
5	260,6	289,7	29,1	11,2
10	267,3	297,3	30,0	11,2
30	283,5	311,5	28,0	9,87
50	295,9	320,4	24,5	8,29
70	306,5	328,4	21,9	7,15
90	318,2	337,3	19,1	6,01
95	322,9	347,6	24,7	7,65

**Tabela E.7** Resultados das curvas de destilação do *Spindle* do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinótico 2

<b><i>Spindle</i></b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
5	352,0	344,4	- 7,6	- 2,15
10	353,0	348,6	- 4,4	- 1,23
30	356,0	354,9	- 1,1	- 0,309
50	359,0	359,1	0,1	0,0398
70	364,0	364,2	0,2	0,0672
90	376,0	371,9	- 4,1	- 1,08
95	385,0	381,1	- 3,9	- 1,00

**Tabela E.8** Resultados das curvas de destilação do 100SN do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinótico 2

<b>100SN</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
5	378,0	370,7	- 7,3	- 1,94
10	382,0	377,6	- 4,4	- 1,16
30	388,0	384,7	- 3,3	- 0,851
50	392,0	390,5	- 1,5	- 0,380
70	398,0	396,6	- 1,4	- 0,334
90	409,0	407,8	- 1,2	- 0,305
95	415,0	423,1	8,1	1,96

**Tabela E.9** Resultados das curvas de destilação do 150SN do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinótico 2

<b>150SN</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
<b>5</b>	417,0	402,7	- 14,3	- 3,43
<b>10</b>	420,0	414,4	- 5,6	- 1,34
<b>30</b>	427,0	422,8	- 4,2	- 0,973
<b>50</b>	432,0	429,7	- 2,3	- 0,536
<b>70</b>	436,0	437,0	1,0	0,234
<b>90</b>	444,0	453,7	9,7	2,18
<b>95</b>	448,0	458,4	10,4	2,33

**Tabela E.10** Resultados das curvas de destilação do 500SN do laboratório e do *Aspen Plus* e respetivos desvios no sinótico 2

<b>500SN</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura <i>Aspen Plus</i> (°C)	Desvios Absolutos (°C)	Desvios relativos (%)
<b>5</b>	453,0	443,1	- 9,9	- 2,18
<b>10</b>	462,0	461,5	- 0,5	- 0,117
<b>30</b>	480,0	472,8	- 7,2	- 1,49
<b>50</b>	494,0	483,6	- 10,4	- 2,11
<b>70</b>	515,0	496,9	- 18,1	- 3,52
<b>90</b>	543,0	514,4	- 28,6	- 5,27
<b>95</b>	556,0	534,2	- 21,8	- 3,92

Os resultados obtidos no simulador relativamente às temperaturas internas nos pratos da coluna de vácuo, que estão ilustrados na Figura 5.8, encontram-se detalhados na seguinte Tabela E.11.

**Tabela E.11** Resultados obtidos para as temperaturas internas nos pratos 2, 3, 9, 17, 25 e 26

<b>Pratos</b>	<b>Temperatura Sinótico</b>	<b>Temperatura <i>Aspen Plus</i></b>	<b>Desvio Absoluto (°C)</b>
<b>2</b>	118,6	98,3	- 20,23
<b>3</b>	119,5	160,7	41,17
<b>9</b>	192,4	238,7	46,28
<b>17</b>	293,41	293,8	0,4190
<b>25</b>	316,2	351,0	34,79
<b>26</b>	357,3	372,1	14,81

## F. Anexo F – Validação do Método da Simulação

Neste anexo encontram-se os resultados dos desvios absolutos, entre as temperaturas fornecidas pelo laboratório da empresa e as temperaturas do simulador, obtidos para as curvas de destilação dos produtos das colunas de destilação atmosférica e de vácuo, escolhendo os diferentes métodos para a realização da simulação.

Tabela F.1 Desvios absolutos obtidos para o *White Spirit* para todos os métodos do *Aspen Plus*

<i>White Spirit</i>					
% Volume Destilado	<i>Peng-Robison</i> (°C)	<b>BK10</b> (°C)	<b>CHAO-SEA</b> (°C)	<i>Grayson</i> (°C)	<i>RK-Soave</i> (°C)
5	-11,6	-12,0	-11,1	-11,2	4,6
10	-15,8	-15,9	-15,2	-15,3	-2,0
30	-21,0	-20,6	-20,4	-20,3	-15,7
50	-23,4	-22,7	-22,8	-22,7	-23,1
70	-24,8	-23,8	-24,3	-24,1	-28,5
90	-24,5	-22,7	-24,3	-23,8	-32,5
95	-29,0	-25,8	-28,8	-28,2	-36,1

Tabela F.2 Desvios absolutos obtidos para o gasóleo para todos os métodos do *Aspen Plus*

<i>Gasóleo</i>					
% Volume Destilado	<i>Peng-Robison</i> (°C)	<b>BK10</b> (°C)	<b>CHAO-SEA</b> (°C)	<i>Grayson</i> (°C)	<i>RK-Soave</i> (°C)
5	-14,0	-15,1	-13,7	-14,2	7,8
10	-16,7	-16,9	-16,2	-16,4	1,9
30	-17,3	-16,9	-16,8	-16,9	-11,1
50	-12,7	-12,1	-12,1	-12,3	-16,0
70	-8,1	-7,1	-7,2	-7,5	-19,4
90	-8,9	-8,2	-7,8	-8,8	-25,2
95	-13,0	-12,2	-11,8	-12,9	-27,4

Tabela F.3 Desvios absolutos obtidos para o LVGO para todos os métodos do *Aspen Plus*

**LVGO**

<b>% Volume Destilado</b>	<b><i>Peng-Robison</i> (°C)</b>	<b>BK10 (°C)</b>	<b>CHAO-SEA (°C)</b>	<b><i>Grayson</i> (°C)</b>	<b>RK-Soave (°C)</b>
5	-47,3	-32,7	-34,9	-36,1	-24,1
10	-47,3	-31,8	-34,5	-35,6	-27,6
30	-42,9	-28,1	-31,1	-32,1	-33,9
50	-38,1	-24,1	-27,1	-28,1	-35,6
70	-34,9	-21,3	-24,4	-25,3	-37,1
90	-32,0	-18,7	-22,3	-23,4	-38,9
95	-37,6	-24,2	-27,4	-28,1	-43,4

Tabela F.4 Desvios absolutos obtidos para o *Spindle* para todos os métodos do *Aspen Plus*

**Spindle**

<b>% Volume Destilado</b>	<b><i>Peng-Robison</i> (°C)</b>	<b>BK10 (°C)</b>	<b>CHAO-SEA (°C)</b>	<b><i>Grayson</i> (°C)</b>	<b>RK-Soave (°C)</b>
5	-1,1	9,7	7,8	7,4	10,2
10	-5,6	6,9	4,0	3,6	1,8
30	-7,7	2,5	0,5	0,0	-7,7
50	-8,7	1,2	-1,2	-1,8	-13,2
70	-8,2	1,4	-1,4	-1,9	-16,2
90	-5,9	7,4	2,8	1,8	-16,3
95	-4,2	7,4	3,6	2,5	-15,1

Tabela F.5 Desvios absolutos obtidos para o 100SN para todos os métodos do *Aspen Plus*

**100SN**

<b>% Volume Destilado</b>	<b><i>Peng-Robison</i> (°C)</b>	<b>BK10 (°C)</b>	<b>CHAO-SEA (°C)</b>	<b><i>Grayson</i> (°C)</b>	<b>RK-Soave (°C)</b>
5	0,87	7,5	7,1	6,4	1,3
10	-2,69	5,2	3,8	2,9	-2,4
30	-2,45	4,8	3,3	2,5	-8,6
50	-3,08	3,7	2,4	1,6	-13,3
70	-3,02	5,3	3,9	3,0	-14,6
90	-2,62	2,8	0,5	-0,6	-23,2
95	-10,26	-3,9	-6,7	-7,7	-23,6

Tabela F.6 Desvios absolutos obtidos para o 150SN para todos os métodos do *Aspen Plus*

**150SN**

<b>% Volume Destilado</b>	<b><i>Peng-Robison</i> (°C)</b>	<b>BK10 (°C)</b>	<b>CHAO-SEA (°C)</b>	<b><i>Grayson</i> (°C)</b>	<b>RK-Soave (°C)</b>
5	14,1	19,4	19,0	18,6	3,5
10	6,2	12,0	11,0	10,7	1,6
30	6,4	12,3	10,7	9,9	-7,1
50	7,8	13,8	12,4	11,6	-8,1
70	6,8	9,3	7,6	13,5	-17,7
90	-4,9	7,1	5,8	4,7	-23,4
95	-8,7	-1,1	-2,3	-4,0	-32,5

Tabela F.7 Desvios absolutos obtidos para o 500SN para todos os métodos do *Aspen Plus*

<i>500SN</i>					
<b>% Volume Destilado</b>	<b><i>Peng-Robison</i> (°C)</b>	<b>BK10 (°C)</b>	<b>CHAO-SEA (°C)</b>	<b><i>Grayson</i> (°C)</b>	<b>RK-Soave (°C)</b>
<b>5</b>	21,9	22,5	22,8	22,8	9,5
<b>10</b>	18,2	17,0	16,6	16,6	0,6
<b>30</b>	18,3	25,7	24,5	24,5	0,8
<b>50</b>	22,3	30,2	28,8	28,8	-1,4
<b>70</b>	31,9	40,8	39,4	39,4	3,6
<b>90</b>	46,0	47,4	45,8	45,8	4,4
<b>95</b>	42,2	49,4	46,0	46,0	9,0

## G. Anexo G – Ensaio com aumento do número de pratos da coluna de vácuo

Neste presente anexo encontram-se os resultados obtidos para os ensaios de modificação do número total de pratos, para 60 e 90 pratos, da coluna de vácuo para os produtos *Spindle*, 100SN e 150SN.

**Tabela G.1** Resultados obtidos no simulador para as curvas de destilação do *Spindle* quando é feita uma alteração do número de pratos totais para 90 e 60 pratos

<i>Spindle</i>				
% Volume Destilado	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura Aspen Plus 31 pratos (°C)	Temperatura Aspen Plus 60 pratos (°C)	Temperatura Aspen Plus 90 pratos (°C)
5	352,0	342,8	347,9	346,1
10	353,0	346,9	352,4	350,6
30	356,0	354,1	356,4	355,0
50	359,0	358,3	360,7	358,0
70	364,0	363,0	366,1	361,2
90	376,0	368,5	375,5	368,9
95	385,0	377,5	386,2	371,3

**Tabela G.2** Resultados obtidos no simulador para as curvas de destilação do 100SN quando é feita uma alteração do número de pratos totais para 90 e 60 pratos

<b>100SN</b>				
% Volume Destilado	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura Aspen Plus 31 pratos (°C)	Temperatura Aspen Plus 60 pratos (°C)	Temperatura Aspen Plus 90 pratos (°C)
5	378,0	370,7	368,0	371,4
10	382,0	377,6	374,3	378,3
30	388,0	384,7	383,0	385,5
50	392,0	390,5	389,7	390,4
70	398,0	396,6	395,6	395,6
90	409,0	407,8	403,2	410,1
95	415,0	423,1	419,9	415,1

**Tabela G.3** Resultados obtidos no simulador para as curvas de destilação do 150SN quando é feita uma alteração do número de pratos totais para 90 e 60 pratos

<b>150SN</b>				
<b>% Volume Destilado</b>	Temperatura Laboratório (°C)	Temperatura Aspen Plus 31 pratos (°C)	Temperatura Aspen Plus 60 pratos (°C)	Temperatura Aspen Plus 90 pratos (°C)
<b>5</b>	417,0	402,7	403,7	403,8
<b>10</b>	420,0	414,4	415,4	415,7
<b>30</b>	427,0	422,8	423,8	424,0
<b>50</b>	432,0	429,7	430,0	430,0
<b>70</b>	436,0	437,0	436,9	436,8
<b>90</b>	444,0	453,7	452,2	452,1
<b>95</b>	448,0	458,4	457,4	457,4

## H. Anexo H – Ajuste da Curva TBP do Crude

Este anexo contém os resultados obtidos para os produtos *Spindle*, 100SN e 150SN, quando é feito um ajuste à curva TBP do crude utilizado no processo de refinação.

Tabela H.1 Resultados da curva de destilação do *Spindle* com a alteração da TBP do crude

<b>% Volume Destilado</b>	<b>Temperatura Laboratório (°C)</b>	<b>Temperatura TBP Original (°C)</b>	<b>Temperatura TBP Alterada (°C)</b>
<b>5</b>	352	344,4	336,3
<b>10</b>	353	348,6	340,2
<b>30</b>	356	354,9	344,5
<b>50</b>	359	359,1	348,8
<b>70</b>	364	364,2	353,6
<b>90</b>	376	371,9	362,5
<b>95</b>	385	381,1	371,7

Tabela H.2 Resultados da curva de destilação do 100SN com a alteração da TBP do crude

<b>% Volume Destilado</b>	<b>Temperatura Laboratório (°C)</b>	<b>Temperatura TBP Original (°C)</b>	<b>Temperatura TBP Alterada (°C)</b>
<b>5</b>	378	370,7	359,2
<b>10</b>	382	377,6	365,7
<b>30</b>	388	384,7	373,8
<b>50</b>	392	390,5	380,1
<b>70</b>	398	396,6	387,1
<b>90</b>	409	407,8	397,0
<b>95</b>	415	423,1	410,2

Tabela H.3 Resultados da curva de destilação do 150SN com a alteração da TBP do crude

<b>% Volume Destilado</b>	<b>Temperatura Laboratório (°C)</b>	<b>Temperatura TBP Original (°C)</b>	<b>Temperatura TBP Alterada (°C)</b>
<b>5</b>	417	402,7	395,7
<b>10</b>	420	414,4	409,2
<b>30</b>	427	422,8	417,9
<b>50</b>	432	429,7	423,7
<b>70</b>	436	437,0	429,9
<b>90</b>	444	453,7	449,1
<b>95</b>	448	458,4	456,3

## I. Anexo I – Especificações de *Design* da Coluna de Vácuo

O Anexo I contém todos os resultados obtidos para os produtos *Spindle*, 100SN e 150SN, aquando da introdução de especificações de design na coluna de vácuo.

**Tabela I.1:** Resultados obtidos para as curvas de destilação do *Spindle* com a introdução de especificações de *design*

<b>% Volume Destilado</b>	<b>Temperatura Laboratório (°C)</b>	<b>Temperatura com Especificações (°C)</b>	<b>Temperatura sem Especificações (°C)</b>
<b>5</b>	352,0	338,1	344,4
<b>10</b>	353,0	342,6	348,6
<b>30</b>	356,0	351,0	354,9
<b>50</b>	359,0	358,3	359,1
<b>70</b>	364,0	365,9	364,2
<b>90</b>	376,0	375,0	371,9
<b>95</b>	385,0	385,0	381,1

**Tabela I.2:** Resultados obtidos para as curvas de destilação do 100SN com a introdução de especificações de *design*

<b>% Volume Destilado</b>	<b>Temperatura Laboratório (°C)</b>	<b>Temperatura com Especificações (°C)</b>	<b>Temperatura sem Especificações (°C)</b>
<b>5</b>	371,6	370,7	371,6
<b>10</b>	379,8	377,6	379,8
<b>30</b>	385,9	384,7	385,9
<b>50</b>	389,6	390,5	389,6
<b>70</b>	392,4	396,6	392,4
<b>90</b>	404,7	407,8	404,7
<b>95</b>	415,0	423,1	415,0

**Tabela I.3:** Resultados obtidos para as curvas de destilação do 150SN com a introdução de especificações de *design*

<b>% Volume Destilado</b>	<b>Temperatura Laboratório (°C)</b>	<b>Temperatura com Especificações (°C)</b>	<b>Temperatura sem Especificações (°C)</b>
<b>5</b>	417,0	393,4	402,7
<b>10</b>	420,0	404,8	414,4
<b>30</b>	427,0	411,3	422,8
<b>50</b>	432,0	415,8	429,7
<b>70</b>	436,0	424,2	437,0
<b>90</b>	444,0	435,9	453,7
<b>95</b>	448,0	447,8	458,4