

Mestrado em Engenharia Química

Recuperação do Isopentano da Gasolina Leve

Tese de Mestrado

Desenvolvida no âmbito da disciplina de

Dissertação/Estágio

Pedro Miguel Ribeiro Martins



Refinaria de Matosinhos da Petrogal – Área: Tecnologia



Departamento de Engenharia Química

Orientadores no ISEP: **Doutora Albina Ribeiro**
Doutora Anabela Guedes
Orientadores na empresa: **Eng.º Fernando Lopes**
Eng.º Carlos Mouta Reis

Novembro de 2009

Agradecimentos

Gostaria de endereçar o meu agradecimento à Refinaria de Matosinhos da empresa Galp Energia, pela oportunidade da realização deste trabalho e pelas informações disponibilizadas.

A realização deste projecto representou um intenso e moroso trabalho repleto de desafios que foram ultrapassados com a ajuda de diversas pessoas cujo apoio gostaria de agradecer. Deste modo reitero os meus sinceros agradecimentos aos orientadores deste estágio: ao Eng.º Carlos Mouta Reis pela disponibilidade que me dedicou, pela informação que me disponibilizou, pelo acompanhamento e orientação do trabalho em curso e ao Eng.º Fernando Lopes pela possibilidade de realização deste trabalho para a refinaria.

Estendo também os meus agradecimentos às orientadoras do Departamento de Engenharia Química do Instituto Superior de Engenharia do Porto, Doutora Albina Ribeiro e Doutora Anabela Guedes por todo o apoio, orientação, acompanhamento e correcções na execução deste trabalho.

Gostaria também de agradecer ao Doutor Gilberto Pinto, pelo apoio na utilização do simulador Aspen Plus.

Finalmente, a todos que me apoiaram e que não foram referidos, os meus sinceros agradecimentos.

.

Resumo

Este trabalho teve como objectivo, o estudo da viabilidade de recuperação do isopentano da gasolina leve produzida nas unidades 1200 e 3000 da Refinaria de Matosinhos. O isopentano apresenta um valor elevado (92,3) de índice de octanas (RON) e por isso pode ser posteriormente incorporado na gasolina. Para fazer esta separação optou-se por uma destilação fraccionada. Fez-se a simulação do processo numa coluna de destilação existente na refinaria usando o simulador Aspen Plus. O isopentano recuperado terá que ser armazenado durante 10 a 15 dias, razão pela qual também foi feito o dimensionamento de um tanque de armazenamento para este produto.

Na simulação realizada para a separação do isopentano da gasolina leve proveniente da unidade 3000, para um caudal de 408 ton/dia (450 short tons/day), considerou-se que a alimentação entrava à pressão de 4,5 bar e à temperatura de 20°C. As pressões no condensador e no reebulidor foram de 4 bar e 4,2 bar, respectivamente (dados fornecidos pela Refinaria de Matosinhos). A razão de refluxo utilizada foi de 10 e a alimentação à coluna de destilação foi feita no prato 64. Nestas condições conseguiu-se uma recuperação de isopentano de 93,5% obtendo-se 115,9 ton/dia de produto de topo com um RON de 90,3.

Na simulação referente à separação do isopentano da gasolina leve proveniente da unidade 1200, para um caudal de 266 ton/dia (293 short tons/day), consideraram-se as mesmas condições operatórias usadas na simulação anterior, excepto a razão de refluxo utilizada que foi de 15. Os resultados obtidos mostram uma recuperação de isopentano de 92,4% e que o caudal de produto de topo é de 30,1 ton/dia tendo um RON de 91,2.

Na simulação realizada para a separação do isopentano da gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200, usou-se um caudal de 674 ton/dia (743 short tons/day), e as mesmas condições operatórias da unidade 3000. Atingiu-se uma recuperação de 91,2% do isopentano, o caudal de produto de topo foi de 142,4 ton/dia e apresenta um RON de 90,5.

O volume do tanque dimensionado é de 6100 m³ e apresenta um custo de 1.153.112€.

Num cenário em que existem dificuldades na venda directa da gasolina leve produzida nas unidades 3000 e 1200, este estudo mostra que a separação do isopentano da gasolina leve por destilação, representa um valor para a refinaria de 27.501.788 € em produto de topo, com um elevado valor do índice de octanas. O total dos custos energéticos envolvidos é de 2.628.104 €.

Palavras-chave: Gasolina Leve, Isopentano, Destilação, Índice de Octanas;

Abstract

The objective of this study was to analyze the feasibility of recovering isopentane from light petroleum produced in the units 1200 and 3000 of the refinery in Matosinhos. Isopentane which has a research octane number (RON) of 92.3 may be subsequently incorporated into gasoline. In order to perform this separation a distillation process was chosen. The simulation of this process was carried out for a distillation column existing in the refinery and using the Aspen Plus simulator software. Since recovered isopentane will need to be stored for a period of 10 to 15 days, the design for a suitable storage tank is also included.

In the simulation performed for the separation of isopentane from the light petroleum produced in unit 3000, and for a throughput of 408 tonnes/day (450 short tons/day), it was considered that the feed entered the column at a pressure of 4.5 bar and a temperature of 20°C. The pressure in the condenser and reboiler were 4 bar and 4.2 bar, respectively (data supplied by the refinery in Matosinhos). The reflux ratio used was 10 and the feed material entered the distillation column in plate 64. Under these conditions it was possible to recover 93,5% of isopentane, resulting in 115.9 tonnes/day of overhead product with a RON of 90.3.

In the simulation performed of the separation of isopentane using unit 1200 light petroleum, a throughput of 266 tonnes/day (293 tons/day) was considered, using the same test conditions as the previous simulation, except for the reflux ratio, which was 15. The results show a recovery of 92,4% of isopentane and the production of 30.1 tonnes/day of overhead product with a RON of 91.2.

The simulation resulting from mixing the products from units 3000 and 1200 used a flow rate of 674 tonnes/day (743 tons/day) and the same operating conditions as for unit 3000. This resulted in the recovery of 91,2% of isopentane and an overhead product production rate of 142.4 tons/day with a RON of 90.5.

The design of the tank resulted in a required volume of 6100 m³ at a cost of € 1 153 112.

In a scenario where there are difficulties in the direct sales of light petroleum produced in units 3000 and 1200, this study shows that the separation by distillation of isopentane from light petroleum represents a value for the refinery of € 27 501 788 in high octane value overhead product. The total energy cost involved is € 2.628.104.

Keywords: Light Gasoline, Isopentane, Distillation, Research Octane Number;

Índice	Pág.
1. Introdução	1
1.1. O petróleo	1
1.1.1. Origem do petróleo	1
1.1.2. Composição do petróleo	2
1.2. Refinação do petróleo	3
1.2.1. Destilação	5
1.2.1.1. Destilação fraccionada	6
1.2.1.2. Produtos obtidos na destilação fraccionada do petróleo	8
1.2.2. Índice de octanas	11
1.2.3. A gasolina e a gasolina leve	13
1.3. Portugal e o petróleo	14
1.4. A indústria petrolífera em Portugal	15
1.4.1. Refinaria de Matosinhos	17
1.4.2. Fábrica de combustíveis (FCO)	18
1.4.2.1. Unidade 3000 – Destilação atmosférica	20
1.4.2.2. Unidade 1400 – Tratamento do Petróleo	21
1.4.2.3. Unidade 1200 – Dessulfuração da Gasolina Pesada	22
1.4.2.4. Unidades 1300 e 3300 – “Platformings” semi-regenerativo e de regeneração contínua (CCR)	23
1.4.2.5. Unidade 3400 – Tratamento de GPL e de Gasolina Leve	23
1.4.2.6. Unidades 1500 e 3500 – Tratamento de Gases I e II e Recuperação de Gases	23
1.4.2.7. Unidade 3700 – Dessulfuração de Gasóleo I e II	24
1.4.2.8. Unidades 3800 – Produção de Enxofre	24
1.5. Fundamentação do trabalho	24
2. Optimização das condições operatórias de uma coluna de destilação, utilizando um simulador de processos	27
2.1. A coluna de destilação T-3371	27
2.2. Simuladores de processos	31
2.2.1. O simulador Aspen Plus	31
2.2.1.1. DSTW – Método de Winn-Underwood-Gilliland	32
2.2.1.2. SCFRAC – Colunas para refinação de petróleo – Unidades de crude e colunas de vácuo multicomponente para n-productos e n-1 secções	32
2.2.1.3. Distl – Destilação multicomponente – Método de Edmister	33
2.3. Resultados das simulações	35

2.3.1. Definição da interface do simulador	35
2.3.2. Definição dos parâmetros que influenciam o processo de destilação	40
2.3.2.1. Escolha da razão de refluxo e do prato de alimentação – unidade 3000	41
2.3.2.2. Escolha da razão de refluxo e do prato de alimentação – unidade 1200	43
2.3.2.3. Escolha da razão de refluxo e do prato de alimentação – Mistura da gasolina leve das unidades 3000 e 1200	46
2.3.3. Resultados da simulação – Unidade 3000	48
2.3.4. Resultados da simulação – Unidade 1200	51
2.3.5. Resultados da simulação – Mistura da gasolina leve das unidades 3000 e 1200	55
3. Armazenamento do Isopentano	59
3.1. Arrefecimento do produto de topo e do produto de cauda	59
3.2. Tanques de armazenamento do isopentano	61
4. Análise Económica	63
4.1. Custos Operacionais	63
4.1.1. Investimento em equipamento	63
4.1.2. Custos Energéticos	64
4.1.2.1. Custos energéticos inerentes á simulação realizada para a gasolina leve proveniente da unidade 3000	64
4.1.2.2. Custos energéticos inerentes á simulação realizada para a gasolina leve proveniente da unidade 1200	65
4.1.2.3. Custos energéticos inerentes á simulação realizada para da gasolina leve resultante da mistura das unidades 3000 e 1200	67
4.2. Receitas	70
4.3. Mapa de depreciações/amortizações	72
4.4. Mapa do custo de capital investido	72
4.5. Encargos com matérias-primas	73
4.6. Encargos com mão-de-obra	73
4.7. Mapa dos “Cash-Flows”	73
5. Conclusões e sugestões para trabalhos futuros	77
6. Referências Bibliográficas	79
Anexos	81
Anexo A – Exemplo de cálculo para a unidade 3000	81
Anexo B – Exemplo de cálculo para a unidade 1200	83

Anexo C – Exemplo de cálculo para a mistura das unidades 3000 e 1200	85
Anexo D – Determinação da capacidade do tanque de armazenamento	87
Anexo E – Folhas de especificação dos equipamentos	89

Índice de Tabelas	Pág.
Tabela 1.1 – Composição do petróleo.	3
Tabela 1.2 – Índice de octanas de vários hidrocarbonetos.	12
Tabela 1.3 – Composição de uma gasolina típica.	14
Tabela 1.4 – Fábricas e correspondentes capacidades de fabrico da Refinaria de Matosinhos.	17
Tabela 1.5 – Unidades da linha I da fábrica de combustíveis	18
Tabela 1.6 – Unidades da linha II da fábrica de combustíveis.	19
Tabela 2.1 – Composição da gasolina leve.	36
Tabela 2.2 – Composição da gasolina leve resultante da mistura da gasolina leve das unidades 3000 e 1200.	37
Tabela 2.3 – Resultados do estudo da melhor razão de refluxo a utilizar na simulação.	42
Tabela 2.4 – Resultados do estudo do melhor prato de introdução da corrente de alimentação.	42
Tabela 2.5 – Resultados do estudo da melhor razão de refluxo a utilizar na simulação.	44
Tabela 2.6 – Resultados do estudo do melhor prato de introdução da corrente de alimentação.	45
Tabela 2.7 – Resultados do estudo da melhor razão de refluxo a utilizar nas simulações.	46
Tabela 2.8 – Resultados da simulação para 450 short tons/dia de gasolina leve proveniente da unidade 3000.	48
Tabela 2.9 – Composição molar das correntes resultantes da simulação para 450 short tons/dia de gasolina leve proveniente da unidade 3000.	48
Tabela 2.10 – Resultados da simulação para 293 short tons/dia de gasolina leve proveniente da unidade 1200.	52
Tabela 2.11 – Composição molar das correntes resultantes da simulação para 293 short tons/dia de gasolina leve proveniente da unidade 1200.	52
Tabela 2.12 – Resultados da simulação para 743 short tons/dia de gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200 (temperatura, pressão e caudais).	55
Tabela 2.13 – Composição molar das correntes resultantes da simulação para 743 short tons/dia de gasolina leve das unidades 3000 e 1200.	55
Tabela 4.1 – Consumos energéticos no reebulidor, consumo de fuelóleo e	64

respectivos custos anuais, para a gasolina leve proveniente da unidade 3000.	
Tabela 4.2 – Consumos energéticos no condensador e respectivos custos eléctricos anuais, para a gasolina leve proveniente da unidade 3000.	65
Tabela 4.3 – Consumos energéticos no reebulidor, consumo de fuelóleo e respectivos custos anuais, para a gasolina da unidade 1200.	66
Tabela 4.4 – Consumos energéticos no condensador e respectivos custos eléctricos anuais, para a gasolina leve proveniente da unidade 1200.	66
Tabela 4.5 – Consumos energéticos no reebulidor, consumo de fuelóleo e custos anuais, para a gasolina leve das unidades 3000 e 1200.	67
Tabela 4.6 – Consumos energéticos no condensador e respectivos custos eléctricos anuais, para a gasolina leve resultante da mistura das unidades 3000 e 1200.	67
Tabela 4.7 – Custos energéticos totais da simulação da unidade 3000.	69
Tabela 4.8 – Custos energéticos totais da simulação da unidade 1200.	69
Tabela 4.9 – Custos energéticos totais da simulação da mistura das unidades 3000 e 1200.	70
Tabela 4.10 – Receitas do projecto de separação do isopentano da gasolina leve da unidade 3000.	71
Tabela 4.11 – Receitas do projecto de separação do isopentano da gasolina leve da unidade 1200.	71
Tabela 4.12 – Receitas do projecto de separação do isopentano da gasolina leve da mistura das unidades 3000 e 1200.	71
Tabela 4.13 – Mapa de custo do capital investido.	72
Tabela 4.14 – Mapa dos cash flows do projecto.	74
Tabela 4.15 – Mapa do Valor Residual Líquido (VAL) do projecto.	75
Tabela A.1 – Variação da tensão de vapor do produto de topo, com a temperatura.	78
Tabela B.1 – Variação da tensão de vapor do produto de topo, com a temperatura.	81
Tabela C.1 – Variação da tensão de vapor do produto de topo, com a temperatura.	84
Tabela D.1 – Resultados da simulação para 883 ton/dia de gasolina leve proveniente da unidade 3000, para dimensionamento do tanque de armazenamento.	87
Tabela D.2 – Composição das correntes da simulação para 883 ton/dia de gasolina leve proveniente da unidade 3000, para dimensionamento do tanque de armazenamento.	87

Índice de Figuras	Pág.
Figura 1.1 – Esquema simplificado de uma refinaria.	4
Figura 1.2 – Esquema de uma coluna de destilação fraccionada.	7
Figura 1.3 – Esquemas de revaporizadores.	7
Figura 1.4 – Esquema da destilação fraccionada do petróleo.	9
Figura 1.5 – Fábrica de combustíveis.	19
Figura 1.6 – Esquema da unidade 3000.	21
Figura 1.7 – Esquema da unidade 1200.	22
Figura 1.8 – Destino final da gasolina leve.	25
Figura 2.1 – Coluna de destilação usada para a separação do isopentano.	29
Figura 2.2 – Esquema do processo de destilação utilizando o simulador ASPEN.	35
Figura 2.3 – Janela de introdução de dados da corrente de alimentação,	39
Figura 2.4 – Janela de introdução de dados da coluna, para o modelo Distl.	40
Figura 2.5 – Janela de introdução de dados da coluna, para o modelo Distl, para a gasolina leve proveniente da unidade 3000.	43
Figura 2.6 – Janela de introdução de dados da coluna, para o modelo Distl, para a gasolina leve proveniente da unidade 1200.	45
Figura 2.7 – Janela de introdução de dados da coluna, para o modelo Distl, para a gasolina leve resultante da mistura das unidades 3000 e 1200.	47
Figura 2.8 – Janela dos resultados das composições molares das correntes obtidas para a simulação da gasolina leve proveniente da unidade 3000.	50
Figura 2.9 – Janela dos resultados obtidos dos consumos energéticos no condensador e reebulidor, para a simulação referente à unidade 3000.	51
Figura 2.10 – Janela dos resultados obtidos para a simulação da gasolina leve proveniente da unidade 1200.	54
Figura 2.11 – Janela dos resultados obtidos dos consumos energéticos no condensador e reebulidor, para a simulação referente à unidade 1200.	54
Figura 2.12 – Janela dos resultados obtidos para a simulação da gasolina leve resultante da mistura das unidades 3000 e 1200.	57
Figura 2.13 – Janela dos resultados dos consumos energéticos no condensador e no reebulidor, de gasolina leve das unidades 3000 e 1200.	58
Figura 3.1 – Coluna T-3371 e respectiva rede de permutadores	60
Figura 3.2 – Tanque de armazenamento de petróleo.	62
Figura A.1 – Variação da tensão de vapor do produto de topo, com a temperatura.	79
Figura B.1 – Variação da tensão de vapor do produto de topo, com a temperatura.	82
Figura C.1 – Variação da tensão de vapor do produto de topo, com a temperatura.	85

Nomenclatura

A – área de transferência de calor (m^2)

$C_{p_{\text{água}}}$ – calor específico da água ($J\ kg^{-1}\ K^{-1}$)

$C_{p_{\text{ar}}}$ – calor específico do ar ($J\ kg^{-1}\ K^{-1}$)

$C_{p_{\text{Prod.Topo}}}$ – calor específico do produto de topo ($J\ kg^{-1}\ K^{-1}$)

$C_{p_{\text{Prod.Cauda}}}$ – calor específico do produto de cauda ($J\ kg^{-1}\ K^{-1}$)

d – Densidade

M – Peso molecular ($g\ mol^{-1}$)

$\dot{m}_{\text{água}}$ – Caudal de água (m^3/dia)

\dot{m}_{ar} – Caudal de ar (m^3/s)

$\dot{m}_{\text{isop.Alim.}}$ – Caudal de isopentano na alimentação ($kmol/h$)

$\dot{m}_{\text{isopProd.Topo}}$ – Caudal de isopentano no produto de topo ($kmol/h$)

$\dot{m}_{\text{pent.Prod.Topo}}$ – Caudal de pentano no produto de topo ($kmol/h$)

Q – Potência térmica transferida (W)

P – Pressão (atm ou bar)

P_c – Pressão crítica (atm ou bar)

T – Temperatura ($^{\circ}C$)

T_B – temperatura média de ebulição ($^{\circ}C$)

T_c – Temperatura crítica ($^{\circ}C$)

U – Coeficiente global de transferência de calor ($kW/m^2\ ^{\circ}C$)

V_c – Volume crítico (m^3)

ΔT – Diferença de temperaturas ($^{\circ}C$)

Letras Gregas

ω – Factor acêntrico

θ – Razão entre a temperatura média de ebulição e a temperatura crítica

ρ – Massa volúmica (kg/m^3)

Lista de Siglas

API – “American Petroleum Institute”

RON – “Research Octane Number”

RON_{isopentano} – “Research Octane Number” do isopentano

RON_{pentano} – “Research Octane Number” do pentano

1. Introdução

1.1. O petróleo

Em linguagem química o petróleo corresponde a uma complexa mistura de hidrogénio e carbono, cuja formação teve origem há centenas de milhões de anos a partir de restos vegetais e animais. Encontrando-se depositado no solo a profundidades variáveis, a sua composição exacta varia de local para local e é uma substância altamente inflamável.

A sua emergência como recurso estratégico 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 sectores da actividade humana.

Nos nossos dias, o petróleo assume uma importância impar no âmbito dos recursos estratégicos mais importantes. Os choques petrolíferos de 1973, 1979 e, mais recentemente em 2008, colocaram a descoberto a verdadeira dependência das economias mais avançadas do mundo em relação a este recurso estratégico, bem como reforçaram o sentimento de poder dos países detentores das maiores reservas.

1.1.1. A origem do petróleo

No que diz respeito à sua génese e ao ambiente geológico onde ocorre, pode dizer-se que o petróleo é uma espécie mineral cuja formação está geralmente circunscrita às bacias sedimentares e resulta das transformações nelas existentes.

Todavia, ao contrário de outros depósitos sedimentares, o petróleo raramente se encontra em quantidades apreciáveis nos locais onde foi gerado. Uma das suas principais características é a sua mobilidade através do meio poroso ou de fissuras, microfissuras e falhas existentes nas rochas. Quando surgem barreiras naturais que impedem a continuação dessa deslocação, chamada migração, o petróleo acumula-se formando os chamados jazigos petrolíferos [1].

Os progressos alcançados nas últimas décadas, permitiram demonstrar que a matéria orgânica desempenha um papel fundamental na formação do petróleo e que este se forma no seio de certas rochas sedimentares pela sua transformação gradual, devido a efeitos de pressão e de temperatura.

1.1.2. A composição do petróleo

O petróleo é a matéria-prima para a maioria dos combustíveis que utilizamos. É um combustível fóssil constituído, essencialmente, por uma mistura de hidrocarbonetos (moléculas constituídas por carbono e hidrogénio), mas que contém, também, derivados de enxofre e de azoto, sais e até alguma água.

Os hidrocarbonetos que constituem a maior percentagem do petróleo, podem agrupar-se em:

- Parafinas – hidrocarbonetos lineares ou ramificados de fórmula $C_n H_{2n+2}$, normalmente com 1 a 20 átomos de carbono.

Exemplos de parafinas: metano, etano, propano, butano, isobutano, pentano, hexano, heptano, n-octano, isooctano, etc. Estes compostos podem ser gases ou líquidos [2].

- Aromáticos – hidrocarbonetos com estruturas em anel (anel benzeno com seis átomos de carbono e ligações duplas alternadas), com um ou mais anéis por molécula.

Exemplos de hidrocarbonetos aromáticos: benzeno, tolueno, xileno, naftaleno, etc. Estes compostos são normalmente líquidos [2].

- Cicloalcanos (nafténicos) – hidrocarbonetos com estrutura em anel mas sem ligações duplas ($C_n H_{2n}$) e com um ou mais anéis por molécula.

Exemplos de cicloalcanos: ciclopentano, metilciclopentano, ciclohexano, metilciclohexano, etc. Estes compostos são normalmente líquidos [2].

- Alquenos – hidrocarbonetos lineares ou ramificados com ligações duplas ($C_n H_{2n}$).

Exemplos de alquenos: etileno, buteno, isobuteno, etc. Estes compostos podem ser gases ou líquidos. Os alquenos raramente estão presentes no petróleo bruto, mas surgem durante o processo de refinação [2].

A composição do petróleo não é constante, variando de zona para zona do globo. A sua composição, cor (normalmente acastanhada) e viscosidade podem variar, assim como o seu poder calorífico (fala-se de petróleos leves e pesados). Os petróleos leves apresentam menor densidade, menor quantidade de compostos sulfurados e nitrogenados, possuindo assim uma melhor qualidade, pois é mais fácil extrair gasolina e outros derivados nobres. Os petróleos pesados são mais densos, são melhores para produzir asfalto e fuelóleo. No entanto, também é possível extrair bastante gasolina a partir de petróleos pesados, a diferença é que os custos do processo dessa extracção são mais elevados para as refinarias.

A diferença entre um petróleo leve e um pesado está no tamanho das moléculas de cada um. Os petróleos leves são compostos de cadeias de carbono pequenas, com cerca de dez átomos e, por isso, são melhores para extrair gasolina, já que esta é normalmente formada por cadeias com seis a nove átomos de carbono. Já os petróleos pesados têm moléculas enormes, com mais de setenta átomos, por isso há necessidade das refinarias reduzirem essas cadeias para produzir gasolina, aumentando assim os custos de produção [3].

Os hidrocarbonetos são compostos que armazenam uma grande quantidade de energia.

Em média, pode dizer-se que o petróleo contém cerca de:

- 84% de carbono
- 14% de hidrogénio
- 1-3% de enxofre
- <1% de azoto
- <1% de oxigénio
- <1% de metais
- <1% de sais.

* As percentagens indicadas são percentagens mássicas [1].

Na tabela 1.1 apresentam-se as composições médias para dois petróleos brutos: um petróleo leve da Arábia Saudita e um petróleo pesado da Venezuela. As percentagens indicadas são volumétricas.

Tabela 1.1 – Composição do petróleo [1]

	Parafinas (% vol.)	Aromáticos (% vol.)	Cicloalcanos (% vol.)	Enxofre (% vol.)
Arábia Saudita	63	19	16	2
Venezuela	35	12	51	2

1.2. A refinação do petróleo

Dado que o petróleo bruto é uma mistura muito complexa, para ele poder ser usado como combustível é necessário proceder à sua refinação. Dessa refinação resultam diversas fracções, constituindo algumas delas os vários combustíveis que normalmente se usam (combustível de avião, gásóleo, gasolina, fuelóleo, etc.).

O processo de refinação consiste numa sucessão de operações de destilação fraccionada (que tiram partido das diferenças de volatilidade dos vários componentes do petróleo para

obter produtos, frações, com composição diferente) e de operações de “cracking”. Num processo de “cracking” as moléculas mais longas podem ser divididas em moléculas mais pequenas através de aquecimento e utilizando, simultaneamente, catalisadores (platina, zeólitos, aluminosilicatos, etc.). As cadeias mais pequenas resultantes do “cracking” térmico recombina-se dando origem a estruturas ramificadas. Os produtos da operação de “cracking” também são sujeitos a operações de purificação posteriores. Existem também unidades de remoção de enxofre, processo designado por dessulfuração ou hidrotratamento, que como o nome indica, remove o enxofre presente de componentes obtidos na destilação atmosférica do petróleo bruto.

A Figura 1.1 mostra um diagrama típico de uma refinaria.

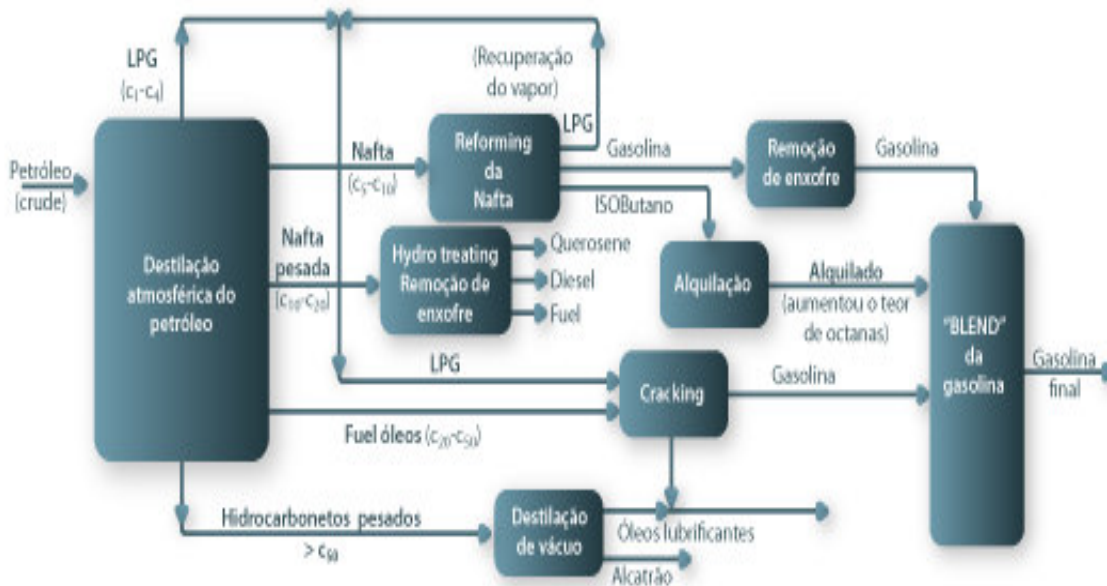


Figura 1.1 – Esquema simplificado de uma refinaria [2].

O processo de refinação é bastante complexo, mas de uma maneira generalizada pode-se afirmar que começa pela dessalinização do petróleo bruto, que consiste na eliminação de água e dos sais minerais existentes no crude bruto. Durante este processo, parte da água do reservatório encontra-se misturada com o petróleo na forma de gotículas dispersas, gerando uma emulsão água-petróleo. Para romper a emulsão água-petróleo, são injectadas substâncias químicas chamadas desemulsificantes. Devido à acção dos desemulsificantes,

as gotículas de água juntam-se (ou coalescem) em gotas com diâmetros maiores, e a maior parte dessa água emulsionada separa-se em seguida do petróleo por decantação [4].

Depois, o petróleo é aquecido a 320 °C e passa para as unidades de fraccionamento. A principal etapa é realizada na coluna de destilação atmosférica onde o petróleo aquecido é introduzido na coluna juntamente com vapor de água para facilitar a destilação. Desta coluna surgem as fracções laterais, que ainda terão de ser transformadas para se obter os produtos finais desejados.

A maioria dos produtos obtidos na destilação (gasolina, gasóleo, fuelóleo, gases de petróleo liquefeito (GPL), querosene, etc.) é a seguir objecto de tratamentos suplementares para melhorar a sua qualidade, usando nomeadamente a alquilação (permite aumentar o índice de octanas), o “cracking” (onde as fracções mais pesadas são partidas em fracções leves) e a hidrodessulfuração (onde há remoção de enxofre da gasolina e do gasóleo). Finalmente, é obtida toda uma série de produtos, que respondem às necessidades dos consumidores, entre eles os solventes, as gasolinas, o fuelóleo e outros produtos diversos.

Durante o processo de refinação ocorrem ainda outras operações unitárias que permitem minimizar as perdas do processo.

Na base da coluna de fraccionamento, onde a temperatura é mais elevada, fica um resíduo que ainda contém fracções voláteis. Para estas fracções serem recuperadas, o resíduo poderia ser aquecido a temperaturas ainda mais elevadas, mas formar-se-iam reacções indesejáveis de coqueificação. Por isso, para que a destilação prossiga, o resíduo é transferido para outra coluna, onde sob uma pressão reduzida próxima do vácuo (diminuindo a pressão diminui a temperatura de ebulição), continua em ebulição a uma temperatura mais baixa, não destrutiva, e as fracções vaporizam-se. Esta destilação adicional decompõe o resíduo em destilado de vácuo e em resíduo de vácuo, que após diversas operações de separação e tratamento, se transformam em óleo combustível, ceras e parafinas e asfalto [2].

1.2.1 Destilação

A destilação é uma das muitas operações de separação (operações unitárias, como se designam em Engenharia Química) utilizada quer a nível laboratorial quer industrial, para separar as correntes do processo (matérias-primas ou produtos).

A separação por destilação só é possível se os vários componentes da mistura a separar tiverem volatilidades diferentes ou seja, pontos de ebulição distintos. Estas diferenças estão

necessariamente relacionadas com as forças intermoleculares de cada componente, dependentes das respectivas estruturas moleculares, o que conduz a pressões de vapor diferentes para os vários componentes da mistura. A pressão de vapor de um líquido a uma dada temperatura é a pressão na situação de equilíbrio (quando o número de moléculas que deixam o líquido é igual ao das que retornam), exercida pelas moléculas que passam através da superfície livre. Os líquidos com pressões de vapor elevadas entram em ebulição a temperaturas mais baixas (para uma dada pressão total). Diz-se, por isso, que são mais voláteis [2].

A operação de destilação tem muitas e variadas aplicações a nível industrial, mas a aplicação mais conhecida é na Indústria Petroquímica, na separação do petróleo (crude) em fracções de hidrocarbonetos com diferentes gamas de peso molecular.

1.2.1.1 Destilação fraccionada

A destilação fraccionada é um processo de destilação, onde é possível realizar a separação de diferentes componentes, presentes numa mistura de hidrocarbonetos, que apresentem diferentes pontos de ebulição. O equipamento que promove a transferência de massa e calor entre as correntes líquidas e de vapor saturadas é a conhecida coluna de destilação fraccionada. Esta é constituída por um recipiente cilíndrico dentro do qual se encontra uma série de pratos internos, entre os quais circulam vapor e líquido em contracorrente. As duas fases presentes em cada andar sofrem transferência de massa e de calor e assume-se que se encontram em equilíbrio ao deixar o andar. No topo da coluna existe, geralmente, um condensador que condensa e arrefece o vapor proveniente da coluna. Parte do condensado, designado por refluxo, é reenviado para o prato superior. Denomina-se por razão de refluxo, a razão entre o caudal da corrente reenviada à coluna e o caudal da corrente produzida no topo que deixa a coluna, o destilado. Na base da coluna encontra-se um reebulidor que vaporiza parte da corrente de líquido da base, para o prato inferior, onde entra sob a forma de vapor. A corrente retirada na base da coluna designa-se por resíduo ou produto de cauda. Na Figura 1.2 apresenta-se um esquema de uma coluna de destilação fraccionada.

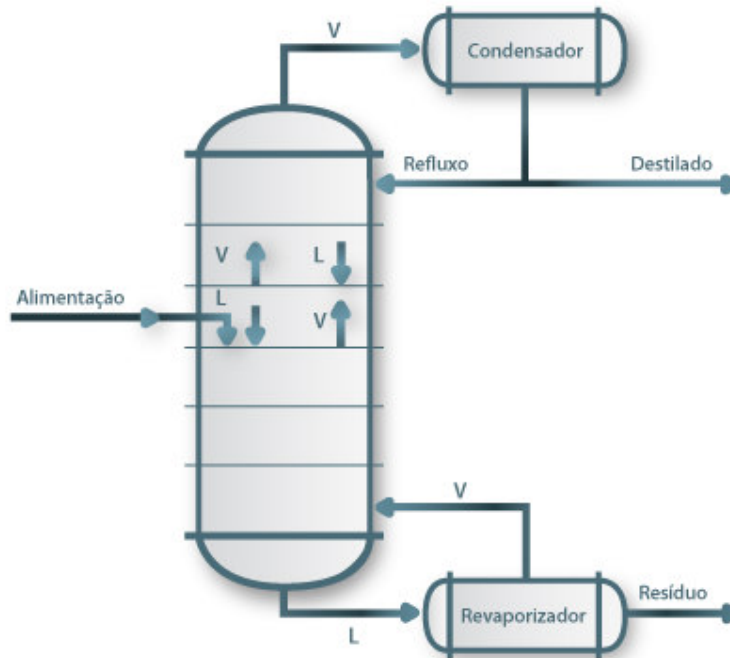


Figura 1.2 – Esquema de uma coluna de destilação fracionada [2].

Na Figura 1.3 estão representados dois tipos diferentes de revaporizadores ou reebulidores (externo e interno) e uma camisa de aquecimento, que não são mais do que permutadores de calor que transferem calor para o líquido na base da coluna.

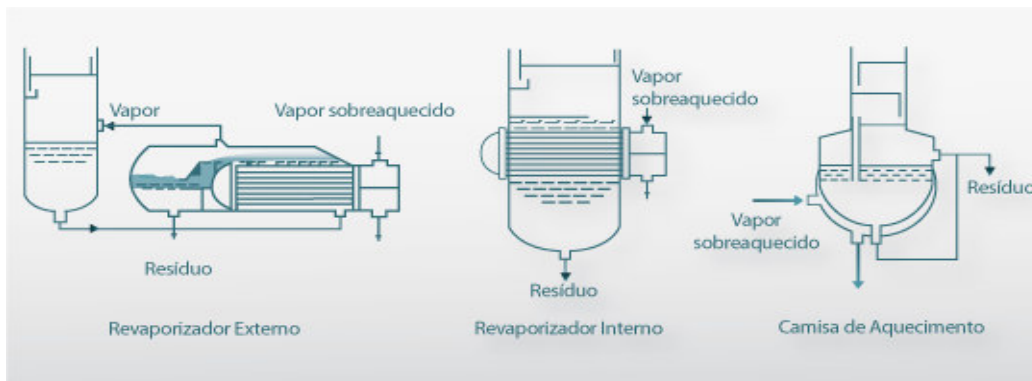


Figura 1.3 – Esquemas de revaporizadores [2].

Genericamente, a coluna de destilação fracionada pode considerar-se constituída por uma série de andares em equilíbrio que vão promovendo, sucessivamente, o enriquecimento nos componentes mais voláteis, da fase vapor que sobe na coluna, e nos componentes menos voláteis, da fase líquida que desce na coluna. A zona da coluna acima do ponto de entrada da alimentação designa-se por zona de rectificação, enquanto que a zona abaixo toma o nome de zona de esgotamento.

1.2.1.2. Produtos obtidos na destilação fraccionada do petróleo

Os vários componentes do petróleo (hidrocarbonetos) têm pesos moleculares diferentes e moléculas com diversas configurações e, como tal, apresentam pontos de ebulição distintos. O petróleo é parcialmente vaporizado numa fornalha antes de entrar na coluna de destilação. O vapor produzido no reebulidor, vai passando através dos pratos da coluna de fraccionamento, contactando com o líquido que desce na coluna. Os pratos aumentam o tempo de contacto entre as duas fases e permitem que ocorra a transferência de massa entre fases. Os compostos mais voláteis vão passar, preferencialmente, para a fase de vapor e, os menos voláteis ficam, preferencialmente, na fase líquida.

Assim, no topo da coluna, no destilado, recolhem-se os hidrocarbonetos mais leves (GPL - constituído essencialmente por propano e butano), a temperaturas inferiores a 20°C. Na base da coluna, no resíduo, recolhem-se os hidrocarbonetos muito pesados (alcatrão com mais de 70 átomos de carbono), a temperaturas superiores a 600 °C.

Normalmente, recolhem-se também ao longo da coluna de destilação produtos intermédios, desde a nafta, a gasolina, o gasóleo, até ao fuelóleo, por ordem crescente de pontos de ebulição, tal como esquematizado na Figura 1.4. Em seguida descrevem-se as principais características destes produtos.

O GLP é uma mistura de propano (C_3H_8) e butano (C_4H_{10}). Chama-se gás liquefeito, porque sob pressão moderada e temperatura ambiente, o produto engarrafado encontra-se na forma líquida. Dessa maneira, ele é amplamente utilizado como combustível de uso doméstico, comercial e industrial [4].

Nafta é um termo genérico adoptado na indústria petrolífera para designar fracções leves do petróleo, que abrange a faixa de destilação da gasolina e do querosene. A faixa de destilação poderá variar de 20°C a 200°C. A nafta obtida pela destilação do petróleo é conhecida como nafta de destilação directa e pode ser fraccionada em duas, que são conhecidas como nafta leve e nafta pesada.

A nafta leve é enviada para tanques, para mais tarde ser vendida como nafta petroquímica, sendo utilizada como solvente industrial de tintas ou como matéria-prima para a indústria petroquímica, ou para ser usada na produção de gasolina.

A nafta pesada pode ser enviada para a unidade de Reforma Catalítica para aumentar o índice de octanas (melhoria na qualidade da gasolina) para produção de gasolina, ou directamente para ser utilizada na mistura de gasolina [4].

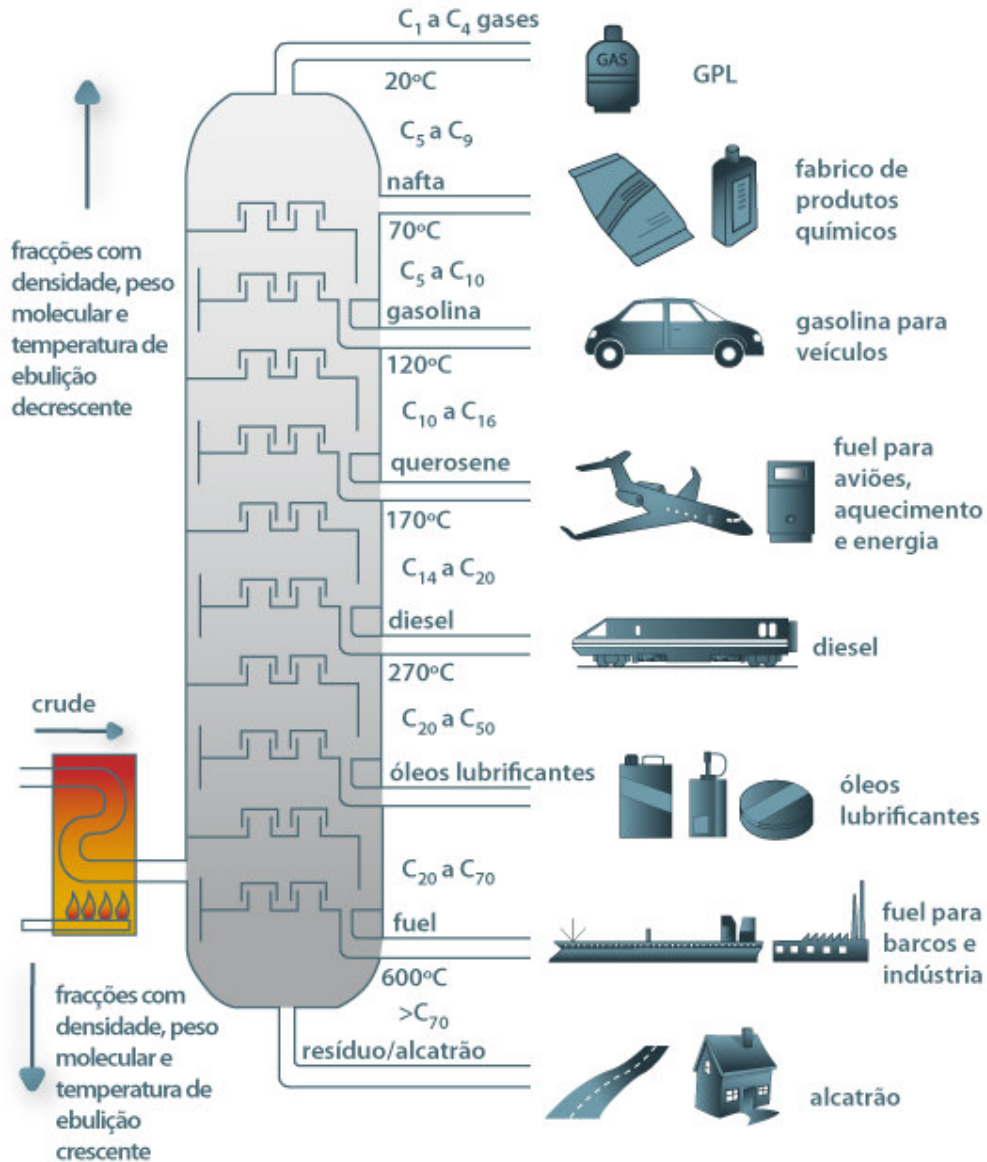


Figura 1.4 – Esquema da destilação fracionada do petróleo [2].

A gasolina é um combustível constituído basicamente por hidrocarbonetos parafínicos, nafténicos, olefínicos e aromáticos e, em menor quantidade, por produtos oxigenados. Esses hidrocarbonetos são, em geral, mais "leves" do que aqueles que compõem o óleo diesel, pois são formados por moléculas de menor cadeia carbónica (normalmente de 4 a 12 átomos de carbono). Além dos hidrocarbonetos e dos produtos oxigenados, a gasolina também pode conter compostos de enxofre e compostos de nitrogénio. A faixa de destilação da gasolina varia de 30 a 220 °C [4].

O querosene é a fracção do petróleo intermediária entre a gasolina e o diesel. O querosene é normalmente constituído por hidrocarbonetos, predominantemente parafínicos com 9 a 17 átomos de carbono, e possui uma faixa de destilação situada entre 150°C a 300°C. As utilizações mais comuns do querosene são para iluminação, solventes e QAV (querosene para aviação). Historicamente, o querosene foi o primeiro derivado do petróleo com valor comercial, substituindo o azeite e o óleo de baleia na iluminação.

Como combustível é utilizado em aviões e apresenta características especiais, como facilidade de bombagem a baixas temperaturas, óptima combustão, e o facto de não ser corrosivo, entre outras. Como iluminante, a sua utilização encontra-se bastante restrita e possui menos especificações para ser comercializado do que o querosene de aviação [4].

O gasóleo é um composto formado principalmente por átomos de carbono, de hidrogénio e em concentrações menores por enxofre, nitrogénio e oxigénio. O gasóleo é seleccionado de acordo com as suas características de ignição, adequadas ao funcionamento dos motores ciclo diesel. É um produto pouco inflamável, medianamente tóxico, pouco volátil, límpido, isento de material em suspensão e com odor forte e característico. É o combustível mais utilizado no transporte rodoviário, principalmente em veículos pesados.

Os gasóleos provenientes da destilação atmosférica, são conhecidos como diesel leve e pesado devido à sua ampla faixa de destilação e constituem uma fracção composta por hidrocarbonetos com faixa de ebulição entre 150 a 400°C. A sua composição química é muito variável no que diz respeito à distribuição dos hidrocarbonetos parafínicos, nafténicos e aromáticos [4].

Existem centenas de óleos lubrificantes, cada um dos quais atendendo a necessidades específicas. Uns são líquidos e fluidos, outros viscosos, e até podem ser sólidos. São utilizados industrialmente para a lubrificação de máquinas e equipamentos que possuam atrito de peças. As características lubrificantes do óleo são melhoradas mediante a adição de compostos oxidantes, detergentes, anti-espumantes, agentes para trabalhos sob alta pressão, entre outros aditivos [4].

O termo fuelóleo ou óleo combustível designa, de um modo geral, fracções pesadas residuais do petróleo, obtidas em vários processos de refinação. Entretanto, existem óleos combustíveis mais leves e menos viscosos obtidos como destilados, como os óleos para aquecimento doméstico bastante usados na Europa e nos Estados Unidos.

A composição dos óleos combustíveis é bastante complexa. Os hidrocarbonetos presentes são de elevado peso molecular e estão representados pelas famílias já conhecidas de parafinas, nafténicos e aromáticos, podendo ainda aparecer as olefinas quando houver produtos originários do “cracking”. Além disso, aparecem derivados que contêm vestígios de

enxofre, de nitrogénio e de oxigénio e ainda quantidades muito pequenas de alguns metais como o vanádio, o níquel, o sódio, o ferro, etc. Desse modo, a composição final dos óleos combustíveis depende das características e do tipo de processamento do petróleo, e das misturas realizadas. Aditivos especiais também podem ser adicionados, visando melhorar a estabilidade do produto ou para diminuir a acção corrosiva dos compostos de vanádio.

As características mais importantes de um óleo combustível são a viscosidade, a quantidade de enxofre, de água e sedimentos, e de vanádio, o ponto de fulgor, e o ponto de fluidez. O óleo combustível é utilizado numa grande variedade de equipamentos destinados à geração de energia ou de calor. A indústria consome uma enorme quantidade de óleos combustíveis, principalmente em caldeiras, aquecedores, fornos, secadores, etc. Nos países frios, os sistemas de aquecimento doméstico também usam óleo combustível [4].

O asfalto é uma mistura complexa de hidrocarbonetos não voláteis de alto peso molecular, constituído principalmente pelo betume, além de substâncias minerais. Não é um material volátil, é solúvel em bissulfeto de carbono, amolece a temperaturas entre 150°C e 200°C, com propriedades isolantes e adesivas. Tem grande importância na pavimentação de ruas e estradas e na impermeabilização de telhados [4].

1.2.2. Índice de octanas

O índice de octanas, em inglês RON (“research octane number”), mede a resistência da gasolina à detonação, em resultado da ignição prematura do combustível que, além da perda de potência, pode causar sérios danos ao motor. Convém que o grau de detonação seja o mais baixo possível para um melhor funcionamento dos motores de combustão (maior eficiência). O índice de octanas é inversamente proporcional ao grau de detonação.

O processo de “cracking”, cuja aplicação industrial data de 1930, contribui para aumentar o número de octanas nas fracções de combustível produzidas, nomeadamente na gasolina.

A capacidade de auto-ignição de uma gasolina está relacionada com o número de octanas. Ao iso-octano puro (trimetilpentano) corresponde o índice 100 de octanas. O n-heptano corresponde a um índice de octanas zero. Aos hidrocarbonetos aromáticos correspondem índices de octanas superiores a 100. Por exemplo, benzeno (C_6H_6) -106 e tolueno (C_7H_8) -120.

O padrão para comparação do grau de detonação dos combustíveis é a mistura de iso-octano com n-heptano, com índices 100 e 0, respectivamente. Assim, por exemplo, uma gasolina de 98 octanas produz uma detonação (para uma dada pressão) idêntica à de uma

mistura com 98% de iso-octano e 2% de n-heptano (percentagens volumétricas) [2]. A tabela 1.2 mostra o índice de octanas de vários hidrocarbonetos.

Tabela 1.2 – Índice de octanas de vários hidrocarbonetos [5].

Composto	Índice de Octanas
n-butano	113
n-pentano	62
n-hexano	19
n-heptano	0
2-metilbutano	99
Isopentano	92.3
2,2-dimetilpropano	100
2,2-dimetilbutano	89
2,2-dimetilpentano	89
2,2,3-trimetilbutano	113
2,2,4-trimetilpentano (iso-octano)	100
1-penteno	152
2-metil-2-buteno	176
3-metil-2-penteno	130
2,4,4-trimetil-1-penteno	164
ciclopentano	141
metilciclopentano	107
ciclohexano	110
1,2-dimetilciclohexano	104
1,4- dimetilciclohexano	66

Tabela 1.2 – (continuação)

benzeno	106
tolueno	124
m-xileno, 1,3-dimetilbenzeno	145
etilbenzeno	124

Para baixar o grau de detonação da gasolina podem usar-se aditivos (antigamente usavam-se derivados do chumbo, mas actualmente foram banidos por razões ambientais) ou pode-se adicionar à gasolina hidrocarbonetos de cadeias mais pequenas ou ramificados (por exemplo, pentano e metilbutano).

1.2.3. A gasolina e a gasolina leve

A gasolina é o segundo combustível mais consumido entre os combustíveis que são utilizados no transporte rodoviário. A gasolina é um combustível de alta densidade energética, sendo muito adequado para motores de ciclo Otto (o ciclo de Otto é um ciclo termodinâmico, que idealiza o funcionamento de motores de combustão interna de ignição por centelha), mas possui um índice de octanas menor do que outros combustíveis usados nesses motores, nomeadamente a gasolina de aviação, o que limita as razões de compressão e a eficiência energética dos motores a gasolina.

Importa referir que a gasolina que abastece os motores de combustão é normalmente o resultado da mistura de mais do que uma fracção da refinação do petróleo, em particular de fracções provenientes de matérias-primas (petróleos) diferentes, com vista a obter um combustível com o índice de octanas desejado.

A gasolina leve é uma corrente resultante do tratamento da gasolina retirada lateralmente na destilação do petróleo bruto, tratamento esse que origina duas correntes, uma gasolina pesada com um índice de octanas elevado, após reacção de reforming, que irá ser utilizada na mistura de combustíveis e a referida gasolina leve.

A gasolina leve é obtida entre as temperaturas de 65 e 170°C e é composta por hidrocarbonetos constituídos por quatro, cinco e seis átomos de carbono. Alguns desses hidrocarbonetos estão presentes na forma ramificada, apresentando por isso um índice de octanas elevado, pelo que a sua separação dos restantes hidrocarbonetos que constituem a gasolina leve se torna interessante. Os restantes hidrocarbonetos apresentam

características importantes para a indústria petroquímica, nomeadamente para a produção de polietileno de alta e baixa densidade.

A gasolina leve apresenta, em média, uma massa molecular de 77 g mol^{-1} e uma massa volúmica de 632 kg m^{-3} .

Uma gasolina típica pode ter a composição indicada na tabela 1.3.

Tabela 1.3 – Composição de uma gasolina típica [2].

Composto	% Volumétrica
n-hexano a n-nonano	12
isómeros de alcanos e n-butano	11
ciclohexano e derivados	5
buteno a hexeno	25
1-noneno	13
tolueno	1
xileno(s)	22
aromáticos de peso molecular mais alto	11

1.3. Portugal e o petróleo

O crescimento contínuo do consumo de energia, assim como a posição fundamental que o petróleo ocupa entre as várias fontes energéticas são duas características fundamentais do panorama energético mundial.

Portugal é um país com escassos recursos energéticos próprios, nomeadamente, aqueles que asseguram a generalidade das necessidades energéticas da maioria dos países desenvolvidos como o petróleo, o carvão e o gás natural. Tal situação de escassez conduz a uma elevada dependência energética do exterior (82,9% em 2007), nomeadamente das importações de fontes primárias de origem fóssil [6].

O peso do petróleo no âmbito das fontes primárias de energia do nosso país tem vindo, em termos relativos, a diminuir de forma progressiva. Para esta evolução contribuíram decisivamente o desenvolvimento das energias renováveis, sobretudo a hídrica, a eólica e a

biomassa, assim como a introdução do gás natural em Portugal, o que criou uma alternativa de diversificação energética das fontes de consumo.

No entanto, o petróleo mantém ainda um papel essencial na estrutura de abastecimento nacional, representando 54,0% do consumo total de energia primária em 2007, contra 55,2% em 2006 [6].

Em 2006, cada português consumiu doze barris de petróleo por ano, valor próximo dos recordes do período de maior expansão económica (1999 a 2002). O crescimento do consumo de petróleo registou uma quebra em 2003, ano de recessão, mas desde então que está a subir de forma ritmada, de 1,5% em 2004 para quase 5% em 2006 e 7% em 2008 [6].

Portugal importou, em 2008, perto de 70 milhões de barris, dos quais dois terços são destinados ao sector dos transportes. A persistente escalada do preço do barril de petróleo significa um agravamento na ordem de biliões de euros, em importações de petróleo [6].

O fuelóleo é uma fracção obtida da destilação do petróleo e é um termo que se utiliza para designar os combustíveis comerciais obtidos nessa destilação. É um dos principais produtos fabricados pelas refinarias nacionais e representou, ao longo da década de noventa e durante a primeira década do novo século, uma parcela importante da totalidade das importações nacionais de refinados (cerca de 43%, anualmente) [6].

De salientar que, desde o início da década de noventa até 2002, a produção de gasolina pelo aparelho refinador nacional satisfaz quase por inteiro as necessidades do país, como o demonstra a fraca representatividade da gasolina no âmbito das importações de refinados. No entanto, a crescente procura de gásóleo no nosso país ao longo dos últimos anos provocou um aumento das importações deste produto [1].

No que diz respeito à exportação de refinados, importa referir que esta registou, uma tendência decrescente desde meados da década de noventa. O fuelóleo e o gásóleo foram os combustíveis que registaram a diminuição mais acentuada [1].

1.4. A indústria petrolífera em Portugal

Actualmente o aparelho refinador nacional é composto por duas refinarias, ambas propriedade da Galp Energia, uma situada em Matosinhos e outra em Sines. Existiu uma terceira refinaria em Lisboa, que foi encerrada em 1993 e a sua infra-estrutura desmantelada em 1997. De acordo com informações da empresa proprietária, a refinaria de Sines possui uma capacidade de destilação instalada de 10,8 milhões de toneladas/ano (223 mil barris por dia) e está orientada para a maximização da produção de gasolinas e de

gasóleo. A Refinaria de Matosinhos tem uma capacidade de destilação instalada de 4,8 milhões de toneladas/ano e está orientada quer para a produção de combustíveis, quer para a produção de lubrificantes, solventes industriais, ceras de petróleo e produtos para a indústria petroquímica. As valências das duas refinarias não se sobrepõem, sendo sobretudo complementares em relação às necessidades de Portugal [7].

Pensada no início da década de 1970 com o objectivo de desenvolver capacidade de refinação para explorar o mercado americano (exportação de refinados), a refinaria de Sines, e face às crescentes necessidades de refinados de Portugal, orientou a sua actividade para suprir as necessidades domésticas. Actualmente, é a maior refinaria do país e detém uma capacidade nominal de armazenagem de 3.085.530 m³ subdivididos por vários produtos [8].

A Refinaria de Sines iniciou a sua actividade em Janeiro de 1979. No seu conjunto, a refinaria é composta por um agregado de mais de vinte unidades de processo [8].

Por imposições ambientais e para assegurar a sua competitividade no sentido de poder acompanhar as características sempre mais exigentes dos combustíveis, a refinaria sofreu uma reconfiguração que foi concluída em 1994. Esta refinaria é do tipo complexo, sendo composta por dois grupos de unidades de processo, um de “cracking” e outro de gasolinas e está orientada para a produção de gasolinas e de gasóleos, como já foi referido.

A Refinaria de Matosinhos tende actualmente a transformar-se numa refinaria de especialidades, dado que produz vários derivados que constituem matéria-prima para a indústria química e petroquímica (produção de plásticos, têxteis, adubos, borrachas, tintas, solventes, etc.). A capacidade máxima de armazenagem da Refinaria de Matosinhos é actualmente de 1.900.000 m³ [7].

A unidade do Porto, que pode processar 4,8 milhões de toneladas de petróleo bruto anuais (91000 barris/dia), iniciou a sua laboração em 1969 e possui diversas fábricas associadas como a de combustíveis, a de óleos base, a de lubrificantes e a de aromáticos. A sua fábrica de combustíveis caracteriza-se pela destilação atmosférica, reformação catalítica e dessulfuração por hidrogénio [8].

Através do petróleo bruto e de outras matérias-primas consegue-se obter toda a gama de produtos petrolíferos e a maior parte das matérias-primas necessárias para a fábrica de aromáticos e de solventes. No restante complexo industrial é possível uma valorização importante da matéria-prima tratada através de linhas complementares de fabrico. Em linhas gerais, esta refinaria possui uma grande flexibilidade, pois pode tratar crudes de várias origens e com características diversificadas.

A venda de produtos refinados em Portugal quase que duplicou entre 1980 e 2007. Os fuelóleos foram o produto mais vendido ao longo da década de oitenta e primeira metade da década de noventa. Durante a segunda metade da década de noventa e nos primeiros anos deste século, as vendas de gasóleos registaram um incremento significativo. Em 2007, o gasóleo era o produto mais vendido no mercado português, evolução sobretudo impulsionada pelo consumo do sector dos transportes.

Do total dos produtos refinados consumidos no nosso país, o sector dos transportes ocupa destacado o primeiro lugar com 42%, sendo seguido pela indústria transformadora com 27% e pela produção eléctrica com 15%. Os sectores dos serviços, residencial e agrícola representam, em conjunto, os restantes 16% [6].

Em conjunto, entram anualmente nos terminais petrolíferos nacionais, associados às refinarias, um total de cento e trinta navios petrolíferos movimentando mais de 14 milhões de toneladas de hidrocarbonetos [1].

1.4.1. A Refinaria de Matosinhos

A Refinaria de Matosinhos da Petrogal, Galp Energia, situa-se no complexo industrial localizado no concelho de Matosinhos, entre a Boa-Nova e o Cabo do Mundo, freguesias de Leça da Palmeira e Perafita. Ocupa uma área aproximada de 200 hectares, e está interligada ao terminal para petroleiros no porto de Leixões por vários oleodutos com aproximadamente 2 km de extensão.

A Refinaria de Matosinhos é constituída pelas unidades fabris e correspondentes capacidades de fabrico listadas na tabela 1.4.

Tabela 1.4 – Fábricas e correspondentes capacidades de fabrico da Refinaria de Matosinhos [7].

Fábrica de Combustíveis	3.700.000 ton/ano
Fábrica de Óleos Base	150.000 ton/ano
Fábrica de Aromáticos e Solventes	440.000 ton/ano

Tabela 1.4 – (continuação)

Produção de Massas Lubrificantes	1.500 ton/ano
Produção e Moldagem de Parafinas	10.000 ton/ano
Produção de Betumes	150.000 ton/ano
Produção de Enxofre	10.000 ton/ano

1.4.2. A fábrica de combustíveis (FCO)

A fábrica de combustíveis da Refinaria de Matosinhos é constituída por catorze unidades processuais (Figura 1.5) que, utilizando o petróleo bruto, obtêm toda a gama de produtos combustíveis, incluindo grande parte da matéria-prima que alimenta a fábrica de aromáticos e a fábrica de solventes.

Dada a flexibilidade e interligação das suas instalações, trata uma grande variedade de petróleos brutos escolhidos, caso a caso, de acordo com as suas características e as necessidades do mercado. No sentido de minimizar os consumos de energia e as perdas inerentes ao processo de fabrico, têm sido implementados novos esquemas operacionais e tecnologias energeticamente mais eficientes.

Os produtos combustíveis são obtidos através de operações de separação física, tratamento químico ou ainda por processos de conversão da estrutura molecular de algumas famílias de hidrocarbonetos [7].

A fábrica de combustíveis é constituída pelas seguintes unidades, que estão listadas nas tabelas 1.5 e 1.6. (informação cedida pela Refinaria de Matosinhos)

Tabela 1.5 – Unidades da linha I da fábrica de combustíveis.

Unidade	Secção
Dessulfuração de gasolina pesada	1200
Platforming semi-regenerativo	1300
Dessulfuração de petróleo	1400
Tratamento de gases	1500

Tabela 1.5 – (continuação)

Recuperação de gases	1600
Purificação de hidrogénio	1700
Dessulfuração de gasóleo	3700
Produção de enxofre	3800

Tabela 1.6 – Unidades da linha II da fábrica de combustíveis.

Unidade	Secção
Destilação atmosférica	3000
Tratamento de petróleo	3100
“Platforming” de regeneração contínua	3300
Tratamento de GPL e de gasolina leve	3400
Tratamento de gases	3500
Recuperação de gases	3600

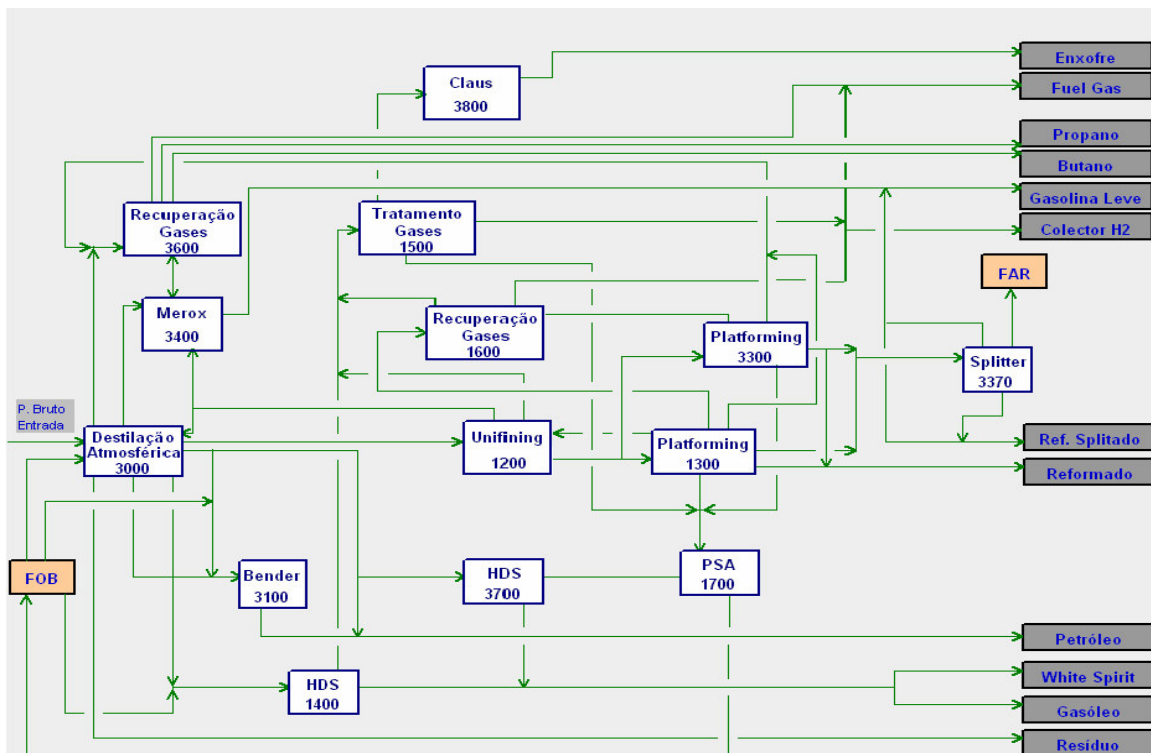


Figura 1.5 – Fábrica de combustíveis. (cedida pela refinaria da Matosinhos)

Em seguida, faz-se uma descrição sumária dos processos envolvidos em cada uma destas unidades. Para as unidades 3000 e 1200 é apresentada uma descrição mais completa, dado serem as unidades que estão mais directamente envolvidas neste trabalho.

1.4.2.1. Unidade 3000 – Destilação Atmosférica

A finalidade da unidade é a destilação de petróleo bruto, separando-o em fracções mais simples que poderão ser tratadas em unidades processuais a jusante, passando a constituir componentes de produtos comerciais. A unidade de Destilação Atmosférica (3000) recebe o petróleo bruto e através de um processo de destilação fraccionada obtêm-se como produtos gases, gasolina leve, gasolina pesada, petróleo, gasóleo e resíduo atmosférico [6]. Na figura 1.6 apresenta-se o esquema da unidade 3000.

Na coluna de fraccionamento T-3004, a gasolina pesada é separada dos restantes produtos mais leves. O fundo da coluna é dividido em duas correntes: uma é recirculada por efeito de termo-sifão, através dos revaporizadores (E-3014 e E-3015), de onde regressa já vaporizado à coluna; a outra, depois de arrefecida, é enviada para a armazenagem.

O efluente gasoso de topo da T-3004 é condensado e recebido no acumulador D-3004. O efluente líquido, uma parte do qual utilizado como refluxo de topo, é lançado, depois do pré aquecimento necessário, na coluna de estabilização T-3005.

Na coluna de estabilização T-3005 à gasolina leve são retirados os hidrocarbonetos leves. Estes são condensados e recebidos no acumulador D-3005. O efluente líquido é utilizado como refluxo de topo da T-3005, e o excesso é enviado para a unidade de recuperação de gases – Unidade 3600.

A gasolina leve que vai pelo fundo da T-3005 divide-se em duas correntes. Uma, depois de arrefecida é encaminhada para a Unidade 3400 (Mercox) ou para armazenagem. A outra, é recirculada, por efeito de termo-sifão, através do revaporizador E-3019, de onde regressa já vaporizada à coluna (informação cedida pela Refinaria de Matosinhos).

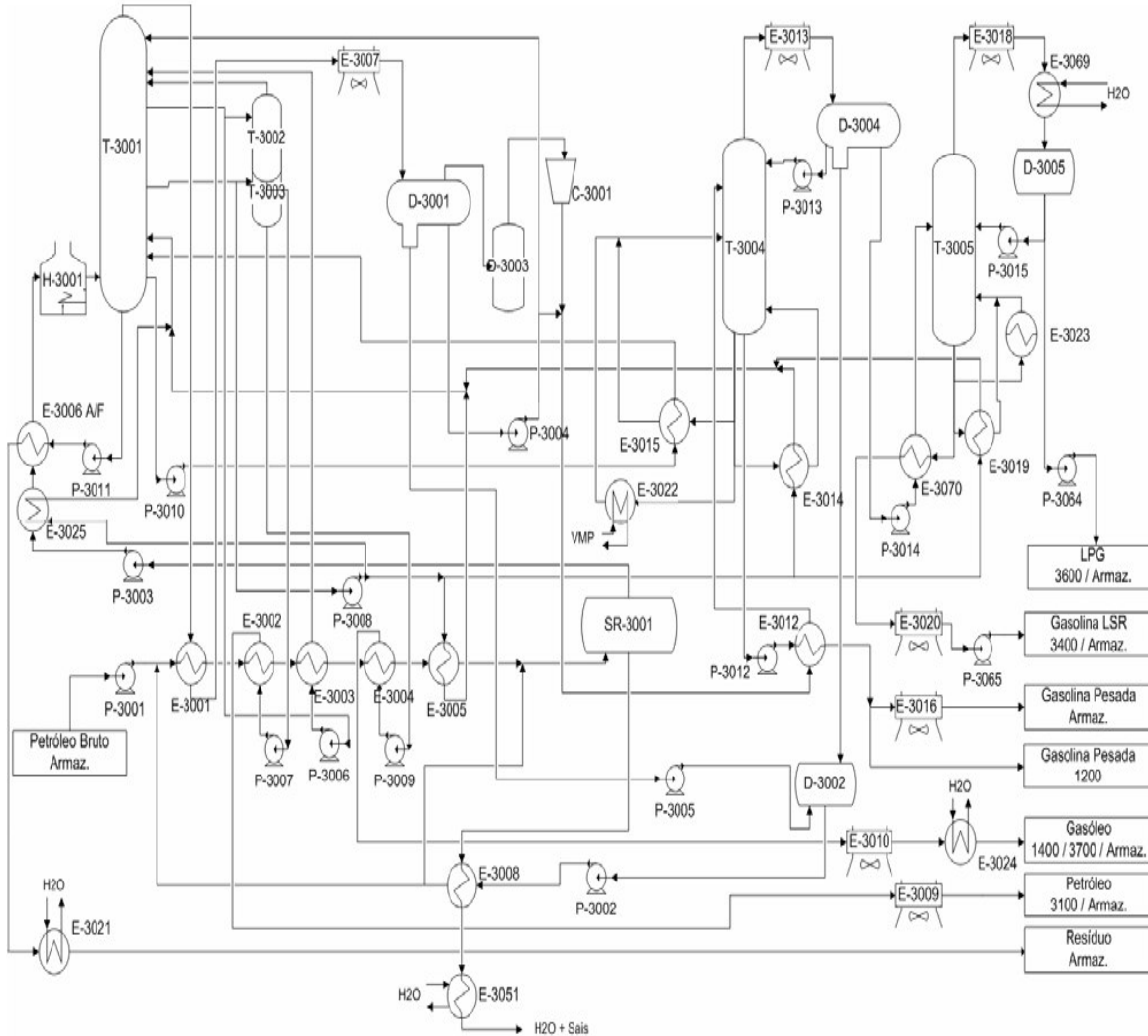


Figura 1.6 – Esquema da unidade 3000 (cedido pela Refinaria de Matosinhos)

1.4.2.2. Unidade 1400 – Tratamento do Petróleo

O petróleo separado na destilação atmosférica contém vários contaminantes, especialmente sulfuretos orgânicos, designados por tióis ou mercaptanos, que corroem os metais e exalam um odor desagradável. Por esta razão, o petróleo é sujeito a um tratamento específico, no qual os sulfuretos são convertidos em dissulfuretos não corrosivos e eventuais traços de gás sulfídrico e ácidos carboxílicos são removidos. A maior parte do petróleo tratado é usada como combustível para a aviação, sob a designação de jet-fuel [8].

1.4.2.3. Unidade 1200 – Dessulfuração de Gasolina Pesada

A unidade de dessulfuração de gasolina pesada (“Unifining” -1200) está representada em esquema na figura 1.7. É uma unidade de conversão catalítica, na presença de hidrogénio, de compostos de enxofre, azoto e outros contaminantes, procedendo também à respectiva remoção, convertendo a alimentação numa gasolina pesada que possui as características necessárias para posterior alimentação às unidades 1300 e 3300 (“platforming”). A gasolina pesada é ainda submetida a um processo de “stripping” que liberta um efluente gasoso, sendo enviado a posteriori para a unidade de tratamento de gases.

A gasolina leve obtida nesta unidade é enviada para a unidade Merox (3400), e as correntes gasosas enviadas para as unidades de tratamento (1600) (informação cedida pela Refinaria de Matosinhos).

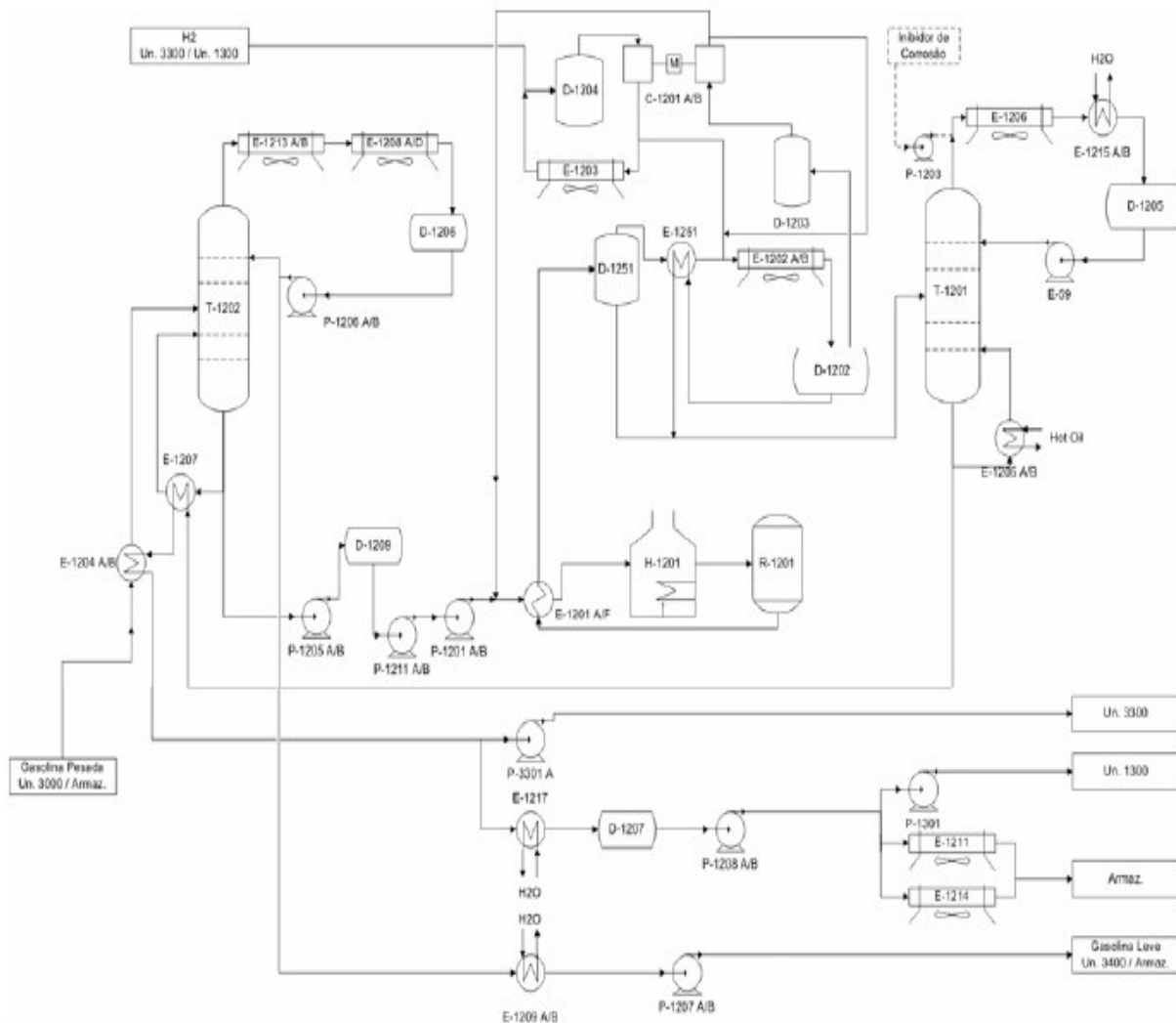


Figura 1.7 – Esquema da unidade 1200 (cedido pela Refinaria de Matosinhos)

A carga da unidade pode ter duas origens:

- importada (armazenada em tanques e bombada posteriormente para a unidade);
- do fundo da T-3004 -Fraccionador da Unidade 3000 – (gasolina pesada).

A alimentação é pré-aquecida pela corrente de fundo do desbutanizador T-1201 no E-1204 A/B e entra no fraccionador T-1202, onde se dá a separação da gasolina leve, pelo topo e da gasolina pesada, pelo fundo (informação cedida pela Refinaria de Matosinhos).

1.4.2.4. Unidades 1300 e 3300 – “Platformings” semi-regenerativo e de regeneração contínua (CCR)

O propósito desta operação é converter os hidrocarbonetos nafténicos e parafínicos em aromáticos (reformação catalítica), libertando hidrogénio como subproduto de reacção. A carga à unidade é constituída por nafta pesada dessulfurada; o produto líquido obtido, designado "reformado", com elevado teor em hidrocarbonetos aromáticos e um número de octano muito alto, é usado como componente de gasolinas ou como matéria-prima para a Fábrica de Aromáticos. O hidrogénio produzido, depois de purificado (PSA), é usado como co-reagente nos processos catalíticos hidrogenantes. Os hidrocarbonetos leves produzidos na reacção são enviados para a recuperação de gases [8].

1.4.2.5. Unidade 3400 – Tratamento de GPL e de Gasolina Leve

Este processo de tratamento, designado Merox, tem como objectivo remover os mercaptanos (tióis) presentes nas correntes de GPL e nafta leve, através duma extracção com uma solução aquosa de soda cáustica. Os mercaptitos de sódio formados são depois removidos da solução de soda cáustica (regeneração da soda) por oxidação com ar na presença dum catalisador, convertendo-se em dissulfuretos orgânicos insolúveis na solução aquosa, separando-se por decantação. Os GPL tratados são enviados para a Unidade de Recuperação de Gases. A gasolina leve tratada segue para a armazenagem [8].

1.4.2.6. Unidades 1500 e 3500 – Tratamento de Gases I e II e Recuperação de Gases

O tratamento de gases realiza a extracção do gás sulfídrico contido nas várias correntes gasosas destinadas a fuel-gás, utilizando uma lavagem, em contra-corrente, com uma solução aquosa de dietanolamina. A recuperação de gases compreende a separação dos

gases não-condensáveis contidos nas correntes GPL (propano e butano) provenientes de diferentes unidades. Os produtos resultantes destas operações são: gás sulfídrico que é enviado à Unidade de Recuperação de Enxofre, os não-condensáveis de petróleo (fuel-gás) e os GPL, que depois de sujeitos ao tratamento Merox, são separados em propano e butano comerciais [8].

1.4.2.7. Unidade 3700 – Dessulfuração de Gasóleo I e II

Trata-se dum processo de hidrodessulfuração do gasóleo (reação catalítica, realizada a alta pressão parcial de hidrogénio, na presença dum catalisador apropriado) que reduz drasticamente o seu teor de enxofre. Em consequência da severidade da operação, formam-se alguns leves por craqueamento da carga, que são separados por “stripping” do gasóleo tratado, antes de este ser enviado para a armazenagem [8].

1.4.2.8. Unidades 3800 – Produção de Enxofre

Esta unidade converte o sulfureto de hidrogénio (H_2S) contido na corrente gasosa proveniente do Tratamento de Gases, em enxofre elementar. Este processo, designado por Claus, compreende a queima de um terço da corrente de H_2S para formação de SO_2 que, reagindo com os dois terços remanescentes, na presença dum catalisador, produz enxofre elementar. É um processo importante da fileira de tratamento na medida em que recupera, como produto comercial, todo o enxofre removido dos diferentes produtos pelos respectivos processos de purificação [8].

1.5. Fundamentação do trabalho

A gasolina leve produzida nas Unidades 1200 e 3000 da fábrica de combustíveis da Refinaria de Matosinhos é misturada com uma corrente de refinado oriunda da fábrica de aromáticos (FAR), dando origem a um composto chamado nafta-química, como está representado na figura 1.8. A nafta-química é posteriormente vendida a outras companhias para a produção de polietileno de alta e baixa densidade.

Um problema que se coloca à Refinaria de Matosinhos, é o que fazer a esta nafta-química quando ela já não é escoada para outras companhias. Uma das alternativas a ser explorada pela empresa é proceder à separação do isopentano (que apresenta um índice de octanas

elevado) dos restantes componentes da gasolina leve proveniente das Unidades 1200 e 3000. Posteriormente, este isopentano poderá ser incorporado na gasolina.

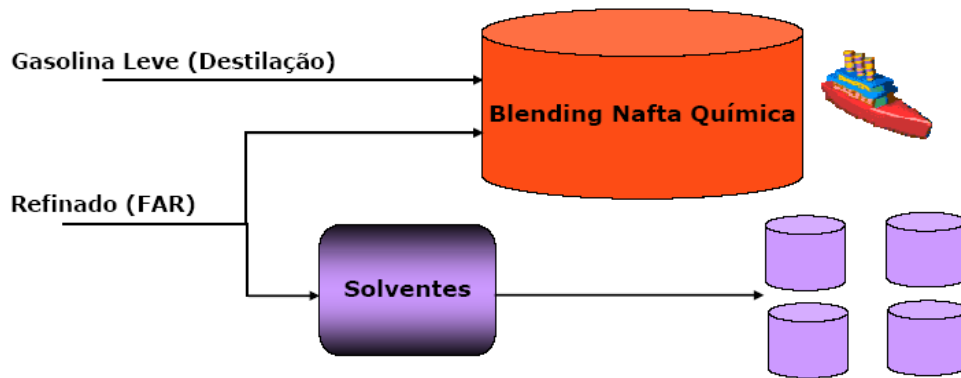


Figura 1.8 – Destino final da gasolina leve (cedida pela Refinaria de Matosinhos).

Assim, o objectivo deste trabalho passa por encontrar as melhores condições operatórias (pressão do rebulidor, pressão do condensador, razão de refluxo, determinação do melhor prato de alimentação) que permitam separar por destilação o isopentano (que tem um índice de octanas elevado), dos restantes componentes da gasolina leve provenientes das unidades (1200 e 3000) e da gasolina leve resultante da mistura das gasolinas provenientes destas duas unidades.

Pretende-se também dimensionar um tanque para armazenar o isopentano (produto de topo), resultante da destilação.

2. Optimização das condições de operação de uma coluna de destilação, utilizando um simulador de processos

Nesta secção referem-se as principais vantagens da utilização de simuladores de processos, e apresentam-se os resultados obtidos das simulações, utilizando o simulador Aspen plus, para encontrar as condições óptimas de operação que permitem separar por destilação o isopentano dos restantes componentes da gasolina leve. Foram realizadas simulações para separar o isopentano da gasolina leve proveniente das unidades 3000, e unidade 1200 e da gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200.

2.1. A coluna de destilação T-3371

A coluna de destilação existente na Refinaria de Matosinhos onde se irá processar a separação é designada por T-3371 e pertence à Unidade 3300 da fábrica de combustíveis. Na figura 2.1 apresenta-se o esquema desta coluna e equipamento associado.

A coluna T-3371 é uma coluna constituída por 80 pratos, com possibilidades de alimentação nos pratos 64, 67 e 72, a temperatura máxima de operação situa-se nos 200°C, o caudal máximo de projecto é de 54 ton/h e a pressão máxima de operação é de 5,5 bar. O condensador do produto de topo (E-3371) é um aero-arrefecedor, que possui uma capacidade para arrefecer 82,3 ton/h de hidrocarbonetos (características especificadas no anexo F). O fluído de arrefecimento é ar atmosférico movido por ventiladores accionados por motores eléctricos.

O combustível usado para a produção do vapor de água que irá alimentar o reebulidor da coluna é o fuelóleo.

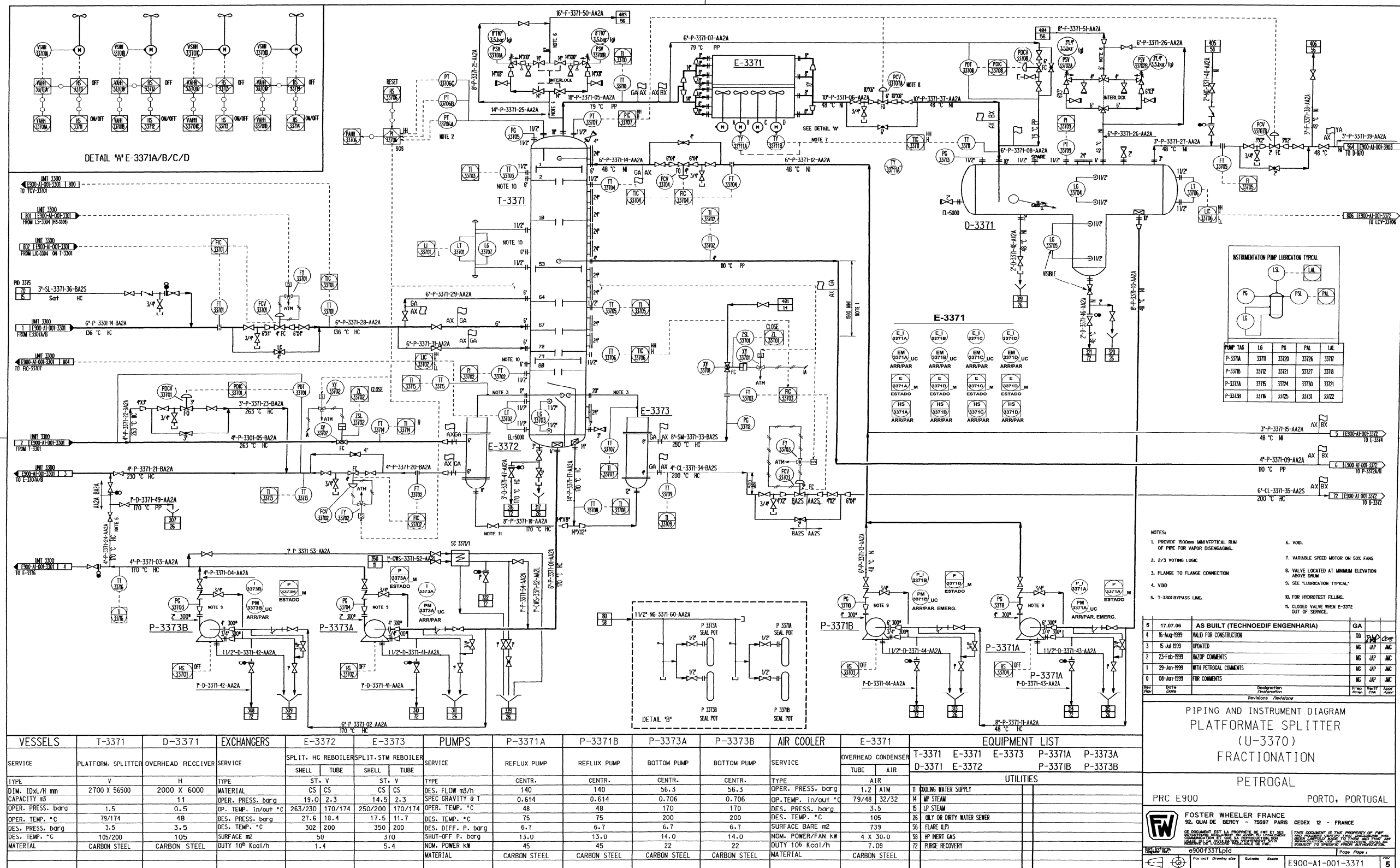


Figura 2.1 – Coluna de destilação usada para a separação do isopentano (cedida pela Refinaria de Matosinhos).

2.2. Simuladores de processos

Os simuladores de processos são uma ferramenta informática, baseada em modelos termodinâmicos, muito úteis no projecto e optimização de unidades piloto ou industriais, devido à sua capacidade de fornecer rapidamente respostas sobre o comportamento do processo à alteração simultânea de diversas variáveis do mesmo.

Os simuladores de processos permitem ainda optimizar condições operatórias de instalações já existentes, acompanhar uma instalação em toda a sua vida útil, prevendo as alterações necessárias economicamente mais vantajosas ou de aumento de escala (“scale-up”), desenvolver balanços de massa e de energia, fazer a comparação de alternativas diferentes de projecto, avaliar os custos, dimensionar o equipamento, e ainda avaliar rendimentos em diferentes condições de operação [9].

Para uma correcta utilização de um simulador de processos na optimização de uma unidade piloto ou de uma instalação industrial é necessário [9]:

- definição correcta das operações unitárias e a sua sequência;
- definição das correntes (caudais) que escoam entre as operações unitárias;
- selecção de um modelo que represente bem as operações unitárias;
- especificação dos componentes químicos do processo que pode ser efectuado a partir de um banco de dados do simulador ou ser dado pelo utilizador;
- escolha de modelos termodinâmicos apropriados que representem as propriedades dos componentes puros e suas misturas;
- especificação dos caudais e das condições termodinâmicas das correntes;
- especificação das condições operatórias unitárias do diagrama de processos.

A partir do banco de dados de um simulador de processos é possível obter parâmetros de componentes puros, parâmetros binários de equações de estado, parâmetros binários de coeficientes de actividade, constantes da lei de Henry, etc. [9].

2.2.1 O simulador Aspen Plus

O simulador Aspen Plus é uma ferramenta informática que possibilita a simulação de projectos, a optimização e monitorização do desempenho dos mesmos para diversos tipos

de indústrias, nomeadamente, de polímeros, de metais e minerais, de geração de energia e petrolíferas.

O Aspen Plus inclui o maior banco do mundo de componentes puros e dados de equilíbrio de fase para os produtos químicos convencionais, electrólitos, sólidos e polímeros. Actualiza regularmente dados da U.S. National Institute of Standards and Technology (NIST), permitindo que engenheiros de processo reduzam significativamente o tempo dispendido no desenvolvimento de modelos de processo químico [10].

A escolha do método base para a simulação da separação do isopentano dos restantes componentes da gasolina leve foi o NTRL (cálculo dos coeficientes de actividade de líquidos), devido às características polares dos componentes existentes na gasolina leve, bem como a pressão de operação da simulação ser inferior a 10 bar e tratar-se de uma separação líquido-líquido (sugerido pelo site da ASPEN) [10].

Existem três modelos principais de destilação no simulador Aspen, nomeadamente o modelo DSTWU, o modelo SCFRAC e o modelo Distl. Nas secções seguintes são apresentadas as suas principais características.

2.2.1.1. DSTWU – Método de Winn-Underwood-Gilliland

O método DSTWU é um método em que existe uma corrente de alimentação à coluna de destilação e duas correntes de saída e o condensador usado pode ser total ou parcial. Este método estima a razão de refluxo mínima e o número teórico de pratos da coluna de destilação. Pode determinar também a razão de refluxo para um dado número de pratos, qual o prato de alimentação e os consumos energéticos no condensador e no reebulidor. Este método assume que tanto as volatilidades relativas dos compostos como o caudal de alimentação são constantes.

2.2.1.2. SCFRAC – Colunas para refinação de petróleo – Unidades de crude e colunas de vácuo multicomponente para n-productos e n-1 secções

O método SCFRAC é um método onde existe uma corrente de alimentação à coluna de destilação com uma saída opcional de esgotamento, com vários produtos de saída e o

condensador pode ser total ou parcial. Este método estima o número teórico de andares por secção, bem como os caudais e composições dos produtos de saída e determina os consumos energéticos para o aquecimento e arrefecimento. Este método assume que as volatilidades relativas dos compostos são constantes em cada secção.

2.2.1.3. Distl – Destilação multicomponente – Método de Edmister

O método Distl é um método onde existe uma corrente de alimentação à coluna de destilação e duas correntes de saída e o condensador pode ser total ou parcial. Neste método podem ser especificados o número de andares teóricos, a razão de refluxo, a razão de caudais entre o produto de topo e a alimentação e as pressões no condensador e no reebulidor. Este método assume que tanto as volatilidades relativas dos compostos como o caudal de alimentação são constantes.

Os simuladores de processo são normalmente equipados com vários modelos termodinâmicos, que são utilizados para calcular propriedades dos fluidos envolvidos no processo. Os parâmetros básicos de entrada necessários para o uso desses modelos termodinâmicos são as constantes críticas, o factor acêntrico e o peso molecular, entre outros.

A produção de petróleo e a sua refinação exige a utilização de diversos equipamentos industriais tais como separadores, colunas de destilação e de absorção, permutadores de calor, reactores, tubagem, tanques de armazenamento, bombas e misturadores. A concepção e o funcionamento destas unidades em condições óptimas exigem valores exactos de certas propriedades físicas e termodinâmicas que incluem a densidade, o calor específico, a entalpia, a pressão de vapor, a viscosidade, a condutividade térmica, a difusividade, a tensão superficial e a fugacidade. Estas propriedades são calculadas através de relações termodinâmicas como as equações de estado ou correlações generalizadas [11]. Essas correlações exigem à partida o conhecimento de propriedades como a temperatura crítica (T_c), a pressão crítica (P_c), o volume crítico (V_c), o factor acêntrico (ω) e o peso molecular (M). As constantes críticas de misturas de petróleo necessárias para essas correlações são propriedades pseudocríticas que não podem ser medidas. Por isso a caracterização de fracções petrolíferas envolve métodos que utilizam propriedades mensuráveis, tais como o ponto de ebulição e a massa volúmica (ρ) para estimar as propriedades críticas das misturas.

A selecção do método de caracterização tem um impacto significativo sobre as propriedades físicas que são calculadas, que por sua vez, afectam os cálculos de dimensionamento e de operação das unidades do processo, com custos operacionais e de projecto elevados para as indústrias [11].

A correlação de Edmister baseia-se na equação de Clausius-Clapyron e é normalmente utilizada com as correlações de Winn para o cálculo dos pesos moleculares das fracções de petróleo. A correlação de Winn tem a forma:

$$M = 5,805 \times 10^{-5} \times \left(\frac{T_B^{2,3776}}{\rho^{0,9371}} \right) \quad (1.1)$$

em que:

M – peso molecular ($\text{g}\cdot\text{mol}^{-1}$)

T_B – temperatura média de ebulição da fracção ($^{\circ}\text{C}$)

ρ – massa volúmica ($\text{g}\cdot\text{cm}^{-3}$)

O factor acêntrico ou acentricidade, representa a não esfericidade de uma molécula. Para gases monoatômicos o seu valor tende para zero. É um parâmetro de forma, que indica a complexidade de uma molécula quanto à sua geometria, isto é, quanto à polaridade. O factor acêntrico (ω) é usado como um terceiro parâmetro para além da T_c e da P_c , nas correlações de estado generalizadas correspondentes ou equações cúbicas de estado para o cálculo de propriedades termodinâmicas.

A correlação de Edmister é dada pela seguinte equação:

$$\omega = \frac{3}{7} \frac{\theta}{1 - \theta} \log P_c - 1 \quad (1.2)$$

em que:

ω – factor acêntrico

θ – razão entre a temperatura média de ebulição da fracção e a temperatura crítica (T_B/T_C)

P_c – pressão crítica (atm)

O modelo de destilação escolhido para fazer a simulação da separação do isopentano da gasolina leve foi o Distl – Destilação multicomponete – Método de Edmister.

2.3. Resultados das simulações

Nesta secção, abordar-se-á a definição da interface do Aspen Plus, para o modelo escolhido (Distl- destilação multicomponente – método de Edmister), bem como a optimização dos parâmetros possíveis de se variar neste modelo, por forma a encontrar as condições óptimas que possibilitem a separação do isopentano na coluna T-3371, da gasolina leve proveniente das unidades 3000 e 1200 e da gasolina leve resultante da mistura da gasolina proveniente destas duas unidades.

2.3.1. Definição da interface do simulador

Como já foi referido o simulador e o modelo utilizados neste projecto foram respectivamente, o simulador Aspen Plus, disponível no Instituto Superior de Engenharia do Porto, e o modelo Distl – Destilação Multicomponente – Método de Edmister. Este é o modelo de destilação mais próximo da realidade deste projecto e que permite obter as condições de funcionamento ideais que posteriormente poderão vir a ser implementadas na Refinaria de Matosinhos.

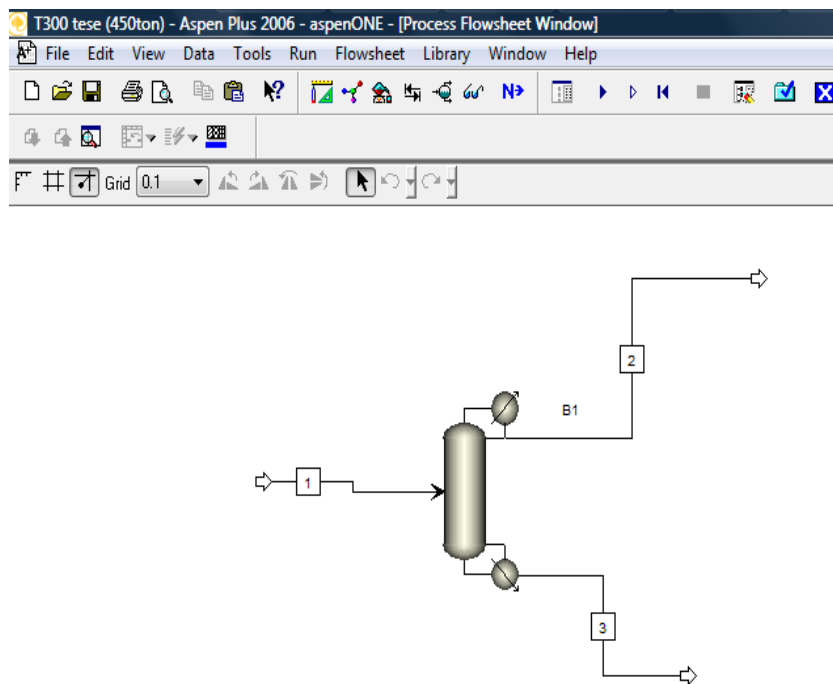


Figura 2.2 – Esquema do processo de destilação utilizando o simulador ASPEN.

Após desenhar o diagrama de processo, a janela da interface do simulador ficou com aparência igual à da figura 2.2, onde 1 representa a corrente de alimentação, 2 o produto de topo e 3 o produto de fundo.

Depois de concluído o diagrama de processo, foi necessário definir as condições de operação da corrente de entrada, designada por 1, nomeadamente a temperatura, a pressão e a sua composição. Na tabela 2.1 apresenta-se a composição da gasolina leve proveniente da unidade 3000 e da unidade 1200.

Tabela 2.1 – Composição da gasolina leve (informação cedida pela Refinaria de Matosinhos).

COMPOSTO	%molar (Unidade 3000)	%molar (Unidade 1200)
isopentano	0,287	0,121
pentano	0,405	0,231
ciclopentano	0,017	0,019
2-metilpentano	0,075	0,118
hexano	0,099	0,177
benzeno	0,016	0,031
2-metilhexano	0,002	0,023
heptano	-----	0,029
tolueno	-----	0,005
2-metilheptano	-----	0,001
nonano	0,002	-----
isobutano	0,002	0,002
2,2-metilbutano	0,007	0,007
2,3-metilbutano	0,013	0,017
3-metilpentano	0,038	0,067
2,3-metilpentano	0,001	0,011

Tabela 2.1 – (continuação)

metilciclopentano	0,02	0,051
2,4-metilpentano	0,001	0,004
3,3-metilpentano	-----	0,012
3-metilhexano	0,001	0,024
propano	0,001	0,002
butano	0,002	0,002

Como se pode verificar pela análise da tabela 2.1, quer na gasolina leve proveniente da unidade 3000, quer na gasolina leve proveniente da unidade 1200, os compostos presentes em maior percentagem molar são o isopentano, o pentano e o hexano.

Destes três compostos só o isopentano tem um índice de octanas aceitável para ser utilizado na mistura de gasolina, por isso, o objectivo deste trabalho será a separação do isopentano dos restantes componentes da gasolina leve.

O RON da gasolina leve da unidade 3000 é de 71,9 e o RON da gasolina leve da unidade 1200 é de 66,7.

Se a Refinaria de Matosinhos, optar por misturar a gasolina leve proveniente das unidades 3000 e 1200, em vez de alimentar à coluna T-3371 a gasolina leve vinda individualmente de cada uma destas unidades, a corrente de alimentação vai ter a composição indicada na Tabela 2.2.

Tabela 2.2 – Composição da gasolina leve, resultante da mistura da gasolina leve das unidades 3000 e 1200.

COMPOSTO	%molar
isopentano	0,222
pentano	0,336
ciclopentano	0,018
2-metilpentano	0,092
hexano	0,130

Tabela 2.2 – (continuação)

benzeno	0,022
2-metilhexano	0,010
heptano	0,011
tolueno	0,002
2-metilheptano	0,000
nonano	0,001
isobutano	0,002
2,2-metilbutano	0,007
2,3-metilbutano	0,015
3-metilpentano	0,049
2,3-metilpentano	0,005
metilciclopentano	0,032
2,4-metilpentano	0,002
3,3-metilpentano	0,005
3-metilhexano	0,010
propano	0,001
butano	0,002

A temperatura (20°C) e a pressão (4,5 bar) da corrente de entrada foram indicadas pela Refinaria de Matosinhos. A figura 2.3 representa a introdução na interface do simulador dos dados referidos anteriormente.

O caudal da corrente de alimentação utilizado foi calculado a partir da média dos caudais de gasolina leve produzida nas unidades 1200 e 3000 durante o ano de 2008 (dados fornecidos pela Refinaria de Matosinhos). O caudal médio diário obtido na produção de gasolina leve na unidade 3000, no ano de 2008, foi de 450 short tons/dia (408 ton/dia) e na unidade 1200 foi de 293 short tons/dia (266 ton/dia).

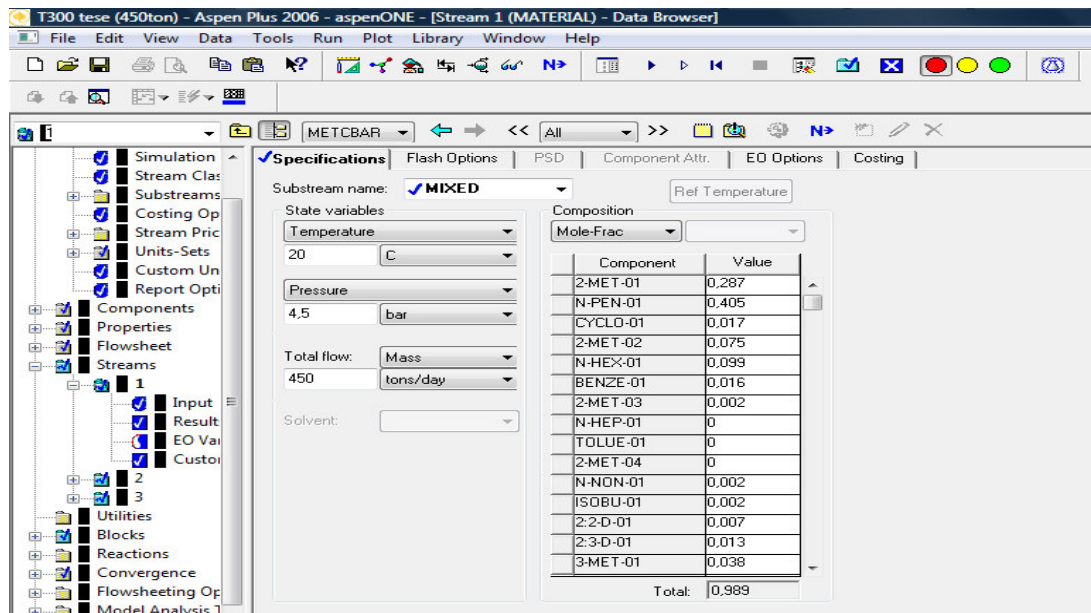


Figura 2.3 – Janela de introdução de dados da corrente de alimentação, para o modelo Distl.

O simulador calcula a temperatura e a pressão das correntes de saída, determina também o caudal das correntes de saída em moles, em massa ou em volume e as respectivas fracções de cada componente.

O número de andares da coluna 80 pratos reais, com uma eficiência de 0,7 (58 pratos reais), a localização do andar onde é introduzida a alimentação (prato 64, prato 67 ou prato 72), as pressões de funcionamento do condensador (4 bar – dado fornecidos pela refinaria) e do reebulidor (4,2 bar – dado fornecidos pela refinaria), o rácio entre os caudais molares do destilado e da alimentação e a razão de refluxo de operação, são dados fornecidos ao simulador.

De referir também que se optou por utilizar nas simulações que a condensação era total, de forma a facilitar o armazenamento do produto de topo.

O parâmetro rácio entre o caudal de destilado e a alimentação, em inglês “distillate to feed mole ratio”, indica a quantidade do produto de topo que se pretende obter, em relação à quantidade da alimentação. Assim para a simulação da gasolina leve proveniente da unidade 3000, o valor do parâmetro escolhido para “distillate to feed mole ratio” foi de 0,3, porque, de acordo com a tabela 2.1, é um valor próximo da fracção molar do isopentano existente na gasolina leve dessa unidade, que é de 0,287. O valor de 0,3 assegura que outros componentes dessa gasolina leve com pontos de ebulição mais baixos que o

isopentano, como o propano e o butano, também possam ser incluídos pelo simulador como produto de topo.

Para a simulação da gasolina leve da unidade 1200 o valor do parâmetro “distillate to feed mole ratio”, utilizado foi de 0,13, pelas mesmas razões enunciadas anteriormente. O valor do parâmetro “distillate to feed mole ratio” utilizado nas simulações da gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200 foi de 0,23, pelas razões já referidas.

A janela de interface do Aspen Plus onde se definem estes parâmetros é a indicada na figura 2.4.

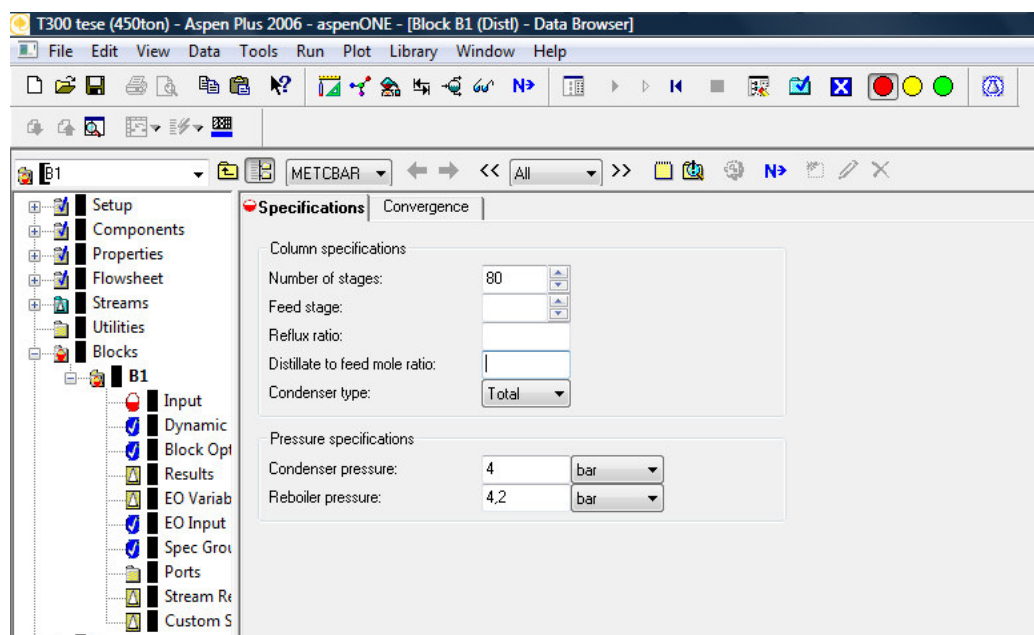


Figura 2.4 – Janela de introdução de dados da coluna, para o modelo Distl.

2.3.2. Definição dos parâmetros que influenciam o processo de destilação

O objectivo principal das simulações efectuadas foi a separação do isopentano dos restantes componentes da gasolina leve, principalmente do pentano. Assim o isopentano deveria sair como produto de topo e os restantes componentes como produto de fundo.

Desta forma, avaliou-se a fracção de separação do isopentano, ou seja, a razão entre a quantidade deste componente na corrente de topo (2) e a quantidade desse mesmo componente na corrente de entrada (1), o índice de octanas (RON) do produto de topo

resultante, e os consumos energéticos no condensador e no reebulidor, para as diferentes simulações realizadas.

Optou-se por variar dois dos parâmetros, nomeadamente a razão de refluxo e o prato de entrada da alimentação, porque a pressão da corrente de alimentação, do condensador e do reebulidor foram sugeridas pela refinaria, visto serem estas as pressões normalmente utilizadas nesta coluna (T-3371), devido à qualidade do vapor de aquecimento disponível. A eficiência de cada prato foi considerada de 0,7, assim dos 80 pratos reais, foram considerados 58 pratos ideais nas simulações. Existem três possibilidades de alimentação da corrente de gasolina leve, nomeadamente, nos pratos 64, 67 e 72.

2.3.2.1. Escolha da razão de refluxo e do prato de alimentação – Unidade 3000

Realizaram-se simulações para a separação do isopentano da gasolina leve proveniente da unidade 3000, para um caudal de 450 short tons/day, que é a média de produção desta unidade da Refinaria de Matosinhos no ano de 2008, por forma a encontrar a razão de refluxo e o prato de entrada mais adequados, que possibilitem a melhor fracção de separação do isopentano com menores consumos energéticos no reebulidor e no condensador.

A razão de refluxo é um dos factores que influencia a potência térmica exigida pelo condensador e pelo reebulidor. Quanto maior o refluxo utilizado, maior é a quantidade de líquido reintroduzido na coluna, aumentando as necessidades energéticas do reebulidor, e quanto maior a quantidade de líquido introduzido, maior é a produção de vapor, aumentando as necessidades energéticas do condensador [12].

Na tabela 2.3 apresenta-se os resultados obtidos no estudo da influência da razão de refluxo nas simulações efectuadas. De referir que o RON do isopentano puro é de 92,3 e, por isso, este será o valor máximo de RON do produto de topo, que se poderá obter na simulação, e de acordo com a Refinaria de Matosinhos, um produto de topo com um RON de aproximadamente 90 é o que se deseja obter.

Como se pode verificar pela análise da tabela 2.3 a utilização de uma razão de refluxo de 10, possibilita uma recuperação de 92,0% do isopentano, embora esta seja menor que a percentagem de recuperação do isopentano (97,4%) para uma razão de refluxo de 15 por exemplo, mas apresenta menores consumos energéticos. Por isso, optou-se pela escolha de uma razão de refluxo de 10, porque se consegue obter um produto de topo com um RON

de 89,9, que é bastante próximo do que se conseguiria com uma razão de refluxo de 12 (90,1), apresentando consumos energéticos bastante inferiores, 5346 kW de potência térmica a fornecer ao reebulidor e 4477 kW de potência térmica a retirar no condensador, enquanto que os consumos para uma razão de refluxo de 12 são de 6556 kW a fornecer ao reebulidor e 5687 kW a retirar no condensador.

Tabela 2.3 – Resultados do estudo da melhor razão de refluxo a utilizar na simulação.

Razão de Refluxo	Recuperação isopentano (%)	Potência térmica reebulidor (kW)	Potência térmica condensador (kW)	RON do produto de topo
1	56,0	1689	827	78,8
3	67,0	2510	1646	82,0
5	77,8	3321	2455	85,3
7	87,0	4130	3263	87,9
10	92,0	5346	4477	90,3
12	96,3	6556	5687	90,7
15	97,3	7365	6496	91,0
20	98,3	9394	8525	91,5

Em seguida, apresenta-se os resultados para verificar a influência do prato onde é introduzida a corrente de alimentação. Na tabela 2.4 encontram-se discriminados os principais resultados, obtidos para uma razão de refluxo de 10, variando o prato onde a corrente de alimentação é introduzida na coluna de destilação.

Tabela 2.4 – Resultados do estudo do melhor prato de introdução da corrente de alimentação.

Prato Alimentação	Isopentano (alimentação) (kmol/h)	isopentano (P.Topo) (kmol/h)	isopentano (P.Cauda) (kmol/h)	Potência térmica reebulidor (kW)	Potência térmica condensador (kW)	RON do produto de topo
64	65,02	60,80	4,23	5346	4477	90,3
67	65,02	60,23	4,79	5347	4479	89,7
72	65,02	59,87	5,15	5349	4482	87,9

Como se pode verificar pela análise da tabela 2.4 a introdução da alimentação no prato 64 possibilita uma maior recuperação, embora que ligeira, do isopentano (60,80 kmol/h), uma menor potência térmica a fornecer ao reebulidor da coluna (5346 kW) e uma menor potência térmica a retirar do condensador (4477 kW). O RON do produto de topo é superior (90,3) quando a alimentação é realizada neste prato.

De acordo com as tabelas 2.3 e 2.4 pode-se verificar que a melhor razão de separação se obtém com a alimentação no prato 64 e com uma razão de refluxo de 10 e o já referido valor de 0,3 para o parâmetro “distillate to feed mole ratio”.

Assim, chegou-se às seguintes condições que possibilitam a melhor separação possível, e introduziram-se os dados no simulador, como se mostra na figura 2.5.

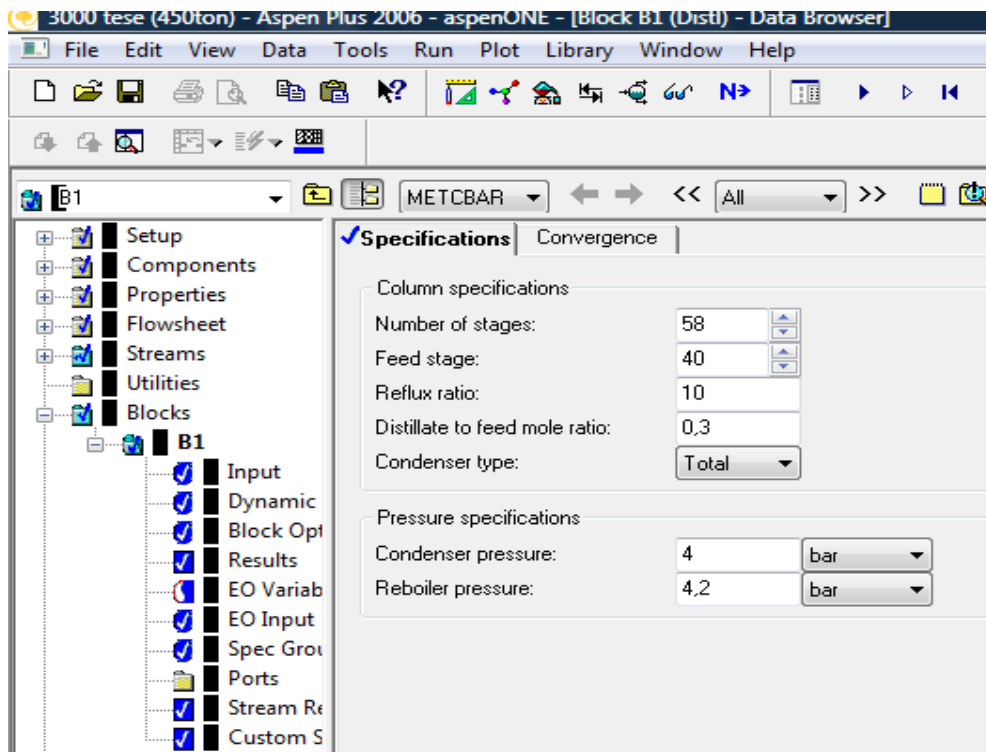


Figura 2.5 – Janela de introdução de dados da coluna, para o modelo Distl, para a gasolina leve proveniente da unidade 3000.

2.3.2.2. Escolha da razão de refluxo e do prato de alimentação – Unidade 1200

Para a simulação da gasolina leve proveniente da unidade 1200, fizeram-se estudos semelhantes aos realizados para a gasolina leve da unidade 3000, nomeadamente, a

verificação de qual a melhor razão de refluxo e de qual o melhor prato de entrada da corrente de alimentação, que possibilitasse uma fracção de recuperação de isopentano elevada, com menores consumos energéticos no reebulidor e no condensador.

Na tabela 2.5 apresenta-se os resultados obtidos no estudo da influência da razão de refluxo nas simulações efectuadas. De referir que o RON do isopentano puro é de 92,3 e, por isso, este será o valor máximo de RON do produto de topo, que se poderá obter na simulação, e de acordo com a Refinaria de Matosinhos, um produto de topo com um RON de aproximadamente 90 é o que se deseja obter.

Tabela 2.5 – Resultados do estudo da melhor razão de refluxo a utilizar na simulação.

Razão de Refluxo	Recuperação isopentano (%)	Potência térmica reebulidor (kW)	Potência térmica condensador (kW)	RON do produto de topo
1	47,0	888	219	77,2
5	63,6	1321	650	81,8
7	72,3	1535	863	84,5
10	84,0	1854	1181	88,0
12	90,6	2066	1394	89,3
15	92,0	2385	1712	91,4
17	94,6	2595	1922	91,6
20	96,0	2914	2241	91,9

A melhor razão de refluxo obtida, nas simulações efectuadas para a separação do isopentano da gasolina leve proveniente da unidade 1200, foi de 15. Embora haja uma potência térmica a fornecer ao reebulidor de 2385 kW e uma potência térmica a retirar no condensador de 1712 kW, obtém-se uma corrente com um RON de 91,4, tendo em consideração a futura utilização desta corrente na gasolina.

Na tabela 2.6 apresentam-se os resultados obtidos, para verificação de qual o melhor prato para a introdução da corrente de alimentação à coluna de destilação.

Tabela 2.6 – Resultados do estudo do melhor prato de introdução da corrente de alimentação.

Prato Alimentação	Isopentano (alimentação) (kmol/h)	isopentano (P.Topo) (kmol/h)	isopentano (P.Cauda) (kmol/h)	Potência térmica reebulidor (kW)	Potência térmica condensador (kW)	RON do produto de topo
64	17,17	15,87	1,30	2385	1712	91,4
67	17,17	15,73	1,45	2387	1714	91,2
72	17,17	14,51	1,66	2289	1717	90,9

Assim também neste caso, a introdução da alimentação no prato 64 possibilita uma maior recuperação do isopentano (15,87 kmol/h), uma menor potência térmica a fornecer ao reebulidor da coluna (2385 kW) e uma menor potência térmica a retirar no condensador (1712 kW), bem como um produto de topo com um RON mais elevado (91,2). Contudo todas estas diferenças são pequenas quando comparadas com as obtidas nas várias razões de refluxo. Deste modo, a razão de refluxo torna-se o parâmetro que mais influência tem nos resultados pretendidos. De acordo com as tabelas 2.5 e 2.6, pode-se verificar que a melhor razão de separação se obtém com alimentação no prato 64 e com uma razão de refluxo de 15 e o já referido valor de 0,13 para o parâmetro “distillate to feed mole ratio”.

Assim, chegou-se às seguintes condições que possibilitam a melhor separação possível, e introduziram-se os dados no simulador, como se mostra na figura 2.6.

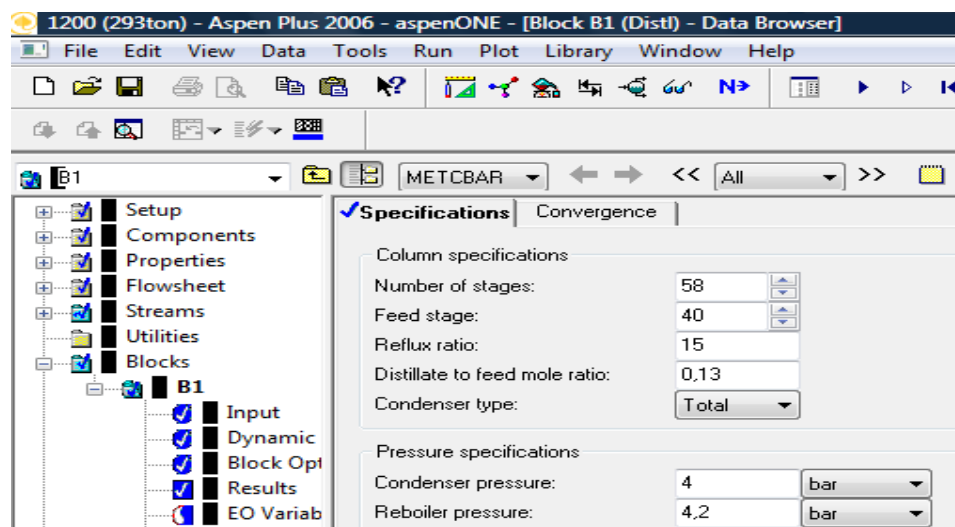


Figura 2.6 – Janela de introdução de dados da coluna, para o modelo Distl, para a gasolina leve proveniente da unidade 1200.

2.3.2.3. Escolha da razão de refluxo e do prato de alimentação – Mistura da gasolina leve das unidades 3000 e 1200

Para a simulação da gasolina leve resultante da mistura das unidades 3000 e 1200, fizeram-se estudos semelhantes aos realizados nas outras simulações, nomeadamente, a verificação da melhor razão de refluxo que possibilita uma fracção de recuperação de isopentano elevada, com menores consumos energéticos no reebulidor e no condensador. Como já foi visto para as outras simulações (secções 2.3.2.1 e 2.3.2.2) o prato de alimentação que possibilita a obtenção de melhores resultados de recuperação do isopentano com menores consumos energéticos, é o prato 64. Assim considerou-se que a alimentação à coluna de destilação seria feita também no prato 64. Na tabela 2.7 apresentam-se os resultados obtidos, para o estudo da influência da razão de refluxo nas simulações efectuadas, nomeadamente a percentagem de recuperação do isopentano, os consumos energéticos no reebulidor e no condensador e o RON do produto de topo. Refere-se novamente, que o RON do isopentano puro é de 92,3, e por isso este será o valor máximo de RON do produto de topo, que se poderá obter na simulação, e de acordo com a Refinaria de Matosinhos, um produto de topo com um RON de aproximadamente 90 é o que se deseja obter.

Tabela 2.7 – Resultados do estudo da melhor razão de refluxo a utilizar nas simulações.

Razão de Refluxo	Recuperação isopentano (%)	Potência térmica reebulidor (kW)	Potência térmica condensador (kW)	RON do produto de topo
1	57,9	2544	1019	78,6
3	68,8	3556	2028	81,6
5	79,3	4558	3038	84,4
7	87,9	5553	4021	86,9
10	90,0	7045	5511	90,5
12	95,1	8041	6506	91,4
15	96,4	9536	8001	91,8
20	97,9	12030	10495	92,2

Como se pode verificar pela análise da tabela 2.7, a utilização de uma razão de refluxo de 10, possibilita uma recuperação de 90,0% do isopentano, embora esta seja menor que a percentagem de recuperação do isopentano (95,1%) para uma razão de refluxo de 12, mas apresenta menores consumos energéticos. Por isso, optou-se pela escolha de uma razão de refluxo de 10 porque se consegue obter um produto de topo com um RON de 90,5, próximo do que se conseguiria com uma razão de refluxo de 12 (91,4), apresentando consumos energéticos bastante inferiores: 7045 kW de potência térmica a fornecer ao reebulidor e 5511 kW de potência térmica a retirar no condensador, enquanto que os consumos para uma razão de refluxo de 12 são de 8041 kW a fornecer ao reebulidor e de 6506 kW a retirar no condensador.

De acordo com a tabela 2.7, pode-se verificar que a melhor razão de separação se obtém com alimentação no prato 64 e com uma razão de refluxo de 10 e o com o valor de 0,23 para o parâmetro “distillate to feed mole ratio”, pelas mesmas razões referidas na secção 2.3.2.

Assim, chegou-se às seguintes condições que possibilitam a melhor separação possível, e introduziram-se os dados no simulador como se mostra na figura 2.7.

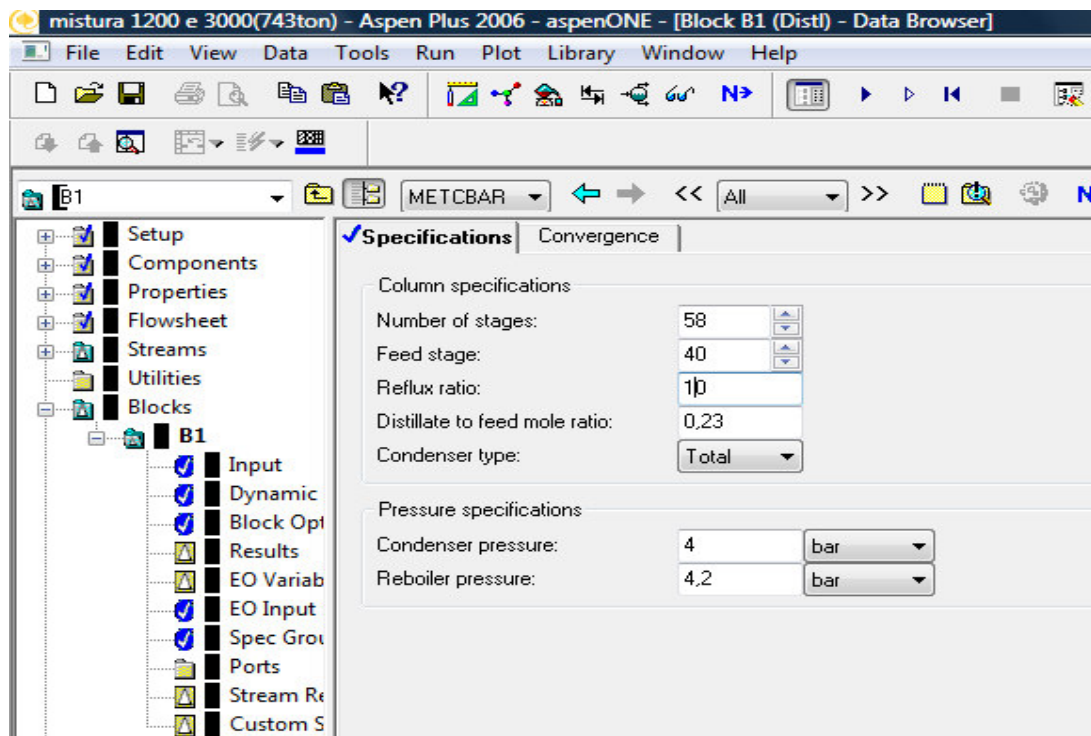


Figura 2.7 – Janela de introdução de dados da coluna, para o modelo Distl, para a gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200.

2.3.3. Resultados da simulação – Unidade 3000

Como nesta simulação o objectivo era encontrar as condições na coluna de destilação que permitissem separar o isopentano dos restantes componentes da gasolina leve, chegou-se às seguintes condições que possibilitam, segundo o simulador, a melhor separação possível. A corrente de alimentação entrava à pressão de 4,5 bar e à temperatura de 20°C, a pressão no condensador foi de 4,0 bar e no reebulidor de 4,2 bar (dados fornecidos pela Refinaria de Matosinhos, devido às características do vapor disponível na refinaria que vai ser alimentado a nesta coluna), a razão de refluxo foi de 10 e a alimentação foi feita no prato 64.

Nas tabelas 2.8 e 2.9 apresentam-se os resultados obtidos. A tabela 2.8 contém os dados relativos às condições de pressão e de temperatura e os caudais das correntes. A tabela 2.9 mostra a composição molar das correntes.

Tabela 2.8 – Resultados da simulação para 450 short tons/dia de gasolina leve proveniente da unidade 3000 (temperatura, pressão e caudais das correntes).

	Alimentação	Produto de Topo	Produto de Cauda
Temperatura (°C)	20,0	73,6	95,9
Pressão (bar)	4,5	4,0	4,2
Caudal molar (kmol/h)	224,1	67,2	156,8
Caudal mássico (kg/h)	17009	4830	12178
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	26,5	8,6	21,4

Tabela 2.9 – Composição molar das correntes resultantes da simulação para 450 short tons/dia de gasolina leve proveniente da unidade 3000.

	Caudal molar (kmol/h)		
Composto	Alimentação	Produto de Topo	Produto de Cauda
isopentano	65,03	60,79	4,23
pentano	91,75	5,30	86,46

Tabela 2.8 – (continuação)

ciclopentano	3,85	----	3,85
2-metilpentano	16,99	----	16,99
hexano	22,43	----	22,43
benzeno	3,62	----	3,62
2-metilhexano	0,45	----	0,45
heptano	----	----	----
tolueno	----	----	----
2-metilheptano	----	----	----
nonano	0,45	----	0,45
isobutano	0,45	0,45	----
2,2-metilbutano	1,59	----	1,59
2,3-metilbutano	2,95	----	2,95
3-metilpentano	8,61	----	8,61
2,3-metilpentano	0,23	----	0,23
metilciclopentano	4,53	----	4,53
2,4-metilpentano	0,23	----	0,23
3,3-metilpentano	----	----	----
3-metilhexano	0,23	----	0,23
propano	0,23	0,23	----
butano	0,45	0,45	----

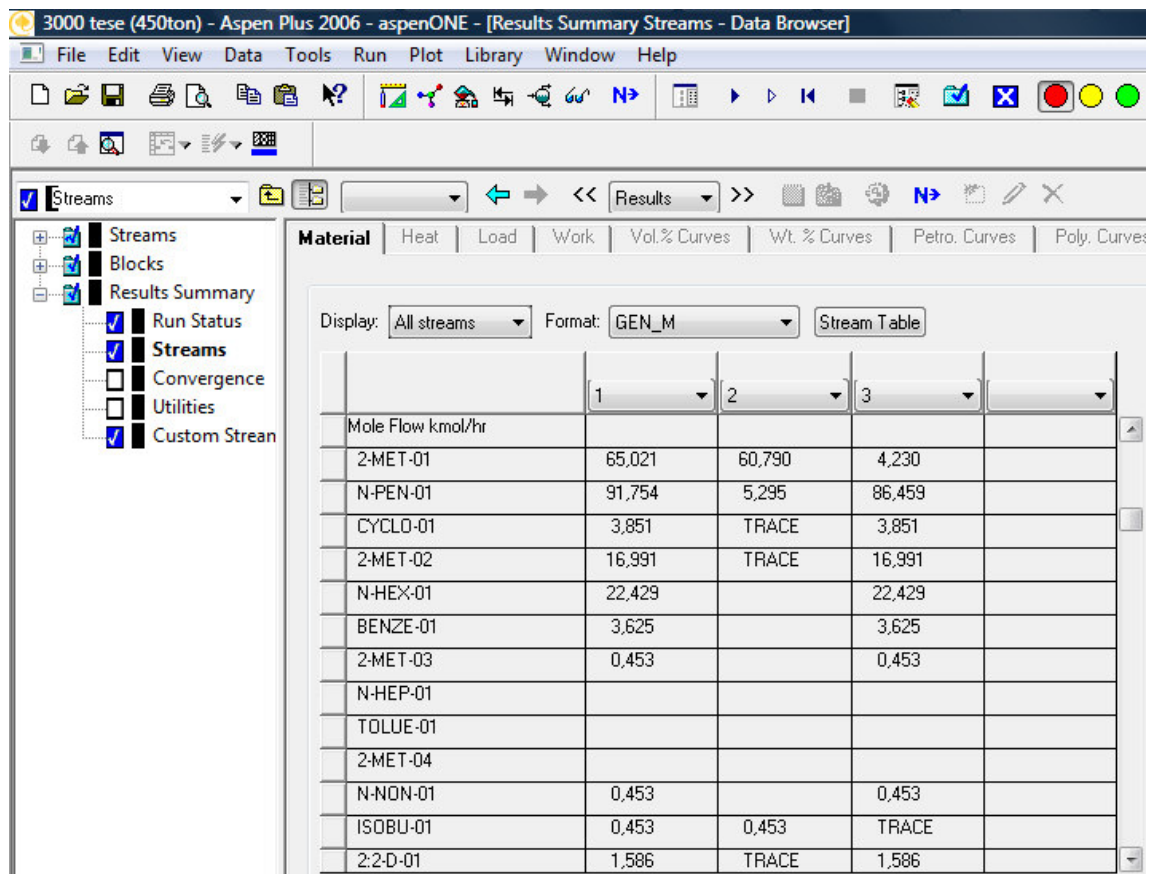
Como é possível observar a partir da tabela 2.9, dos 65,02 kmol/h de isopentano alimentado consegue-se recuperar 60,79 kmol/h (ou 4400,1 kg/h), o que corresponde a uma percentagem de recuperação de 93,5%, cumprindo-se assim o objectivo principal, a obtenção de uma corrente com um elevado índice de octanas (90,3).

Naturalmente que outros componentes também são retirados pelo topo da coluna como o isobutano, o butano e o propano mas são em quantidades residuais, devido ao facto de os

seus pontos de ebulição serem relativamente baixos, quando comparados com o ponto de ebulição do isopentano.

Para as condições encontradas, verifica-se que o reebulidor necessita de uma potência de aquecimento de 5346 kW e que o condensador necessita de uma potência de arrefecimento de 4477 kW, valores fornecidos pelo simulador, para uma razão de refluxo de 10. Estas informações são vitais para a realização da análise económica.

Com este tipo de simulação consegue-se prever em que condições a coluna poderá operar, assim como as composições das correntes de saída. As informações são recolhidas através de relatórios exportados pelo próprio programa, no entanto todas as informações encontram-se disponíveis nas janelas de resultados do Aspen Plus, como se demonstra nas figuras 2.8 e 2.9.



The screenshot shows the Aspen Plus 2006 interface with the 'Results Summary Streams - Data Browser' window open. The window title is '3000 tese (450ton) - Aspen Plus 2006 - aspenONE - [Results Summary Streams - Data Browser]'. The interface includes a menu bar (File, Edit, View, Data, Tools, Run, Plot, Library, Window, Help) and a toolbar. The left sidebar shows a tree view with 'Streams' selected. The main area displays a table of mole flow rates for various streams across four columns. The table is titled 'Material' and has a 'Display' dropdown set to 'All streams' and a 'Format' dropdown set to 'GEN_M'. The table has a 'Stream Table' button and a 'Results' dropdown. The table columns are labeled 1, 2, 3, and 4. The rows list streams and their mole flow rates in kmol/hr.

	1	2	3	4
Mole Flow kmol/hr				
2-MET-01	65,021	60,790	4,230	
N-PEN-01	91,754	5,295	86,459	
CYCLO-01	3,851	TRACE	3,851	
2-MET-02	16,991	TRACE	16,991	
N-HEX-01	22,429		22,429	
BENZE-01	3,625		3,625	
2-MET-03	0,453		0,453	
N-HEP-01				
TOLUE-01				
2-MET-04				
N-NON-01	0,453		0,453	
ISOBU-01	0,453	0,453	TRACE	
2:2-D-01	1,586	TRACE	1,586	

Figura 2.8 – Janela dos resultados das composições molares das correntes obtidas, para a simulação da gasolina leve resultante da unidade 3000.

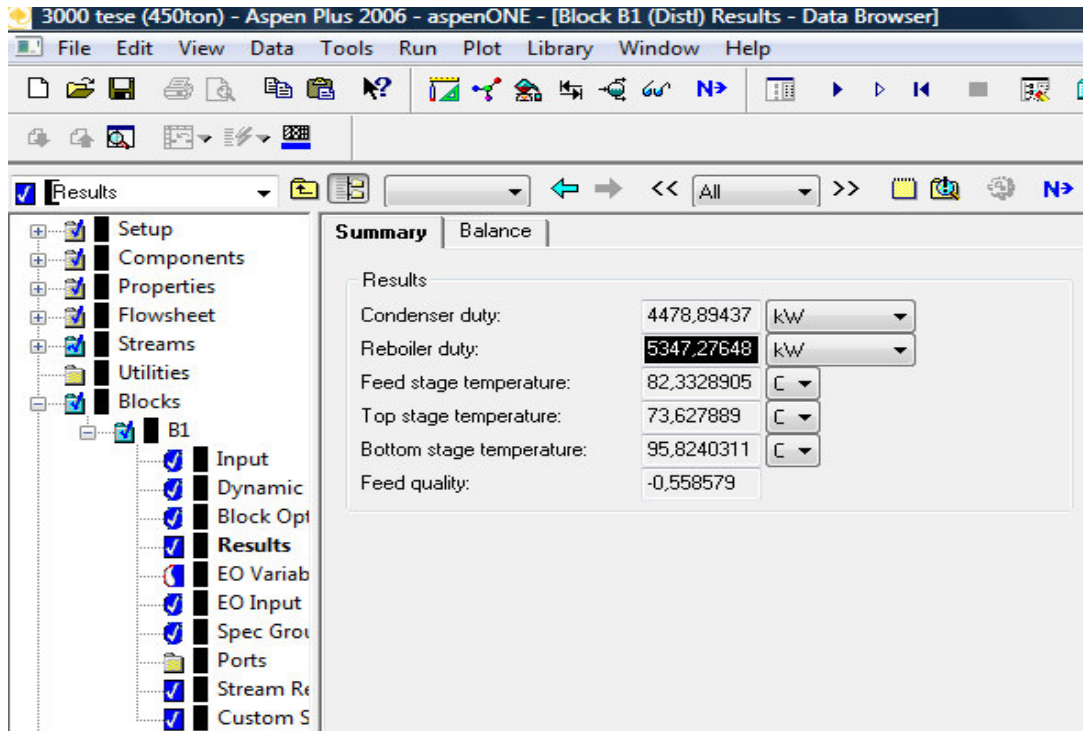


Figura 2.9 – Janela dos resultados obtidos dos consumos energéticos no condensador e reebulidor, para a simulação referente à unidade 3000.

2.3.4. Resultados da simulação – Unidade 1200

Realizou-se a simulação para a gasolina leve proveniente da unidade 1200, com a composição já referida anteriormente (tabela 2.1), e para um caudal de 293 ton/dia, que é a média de produção desta unidade da Refinaria de Matosinhos no ano de 2008.

Considerou-se que a alimentação entrava à pressão de 4,5 bar e à temperatura de 20°C, a pressão no condensador foi de 4,0 bar e no reebulidor de 4,2 bar (dados fornecidos pela Galp – devido às características do vapor disponível na refinaria para ser alimentado a esta coluna), a razão de refluxo foi de 15 e a alimentação foi feita no prato 64.

Obtiveram-se os seguintes resultados, apresentados nas tabelas 2.10 e 2.11. A tabela 2.10 contém os dados relativos às condições de pressão e temperatura e caudais das correntes. A tabela 2.11 mostra a composição molar das correntes.

Tabela 2.10 – Resultados da simulação para 293 short tons/dia de gasolina leve proveniente da unidade 1200 (temperatura, pressão e caudais das correntes).

	Alimentação	Produto de Topo	Produto de Cauda
Temperatura (°C)	20,0	69,3	108,5
Pressão (bar)	4,5	4,0	4,2
Caudal molar (kmol/h)	135,6	17,6	117,9
Caudal mássico (kg/h)	11075	1256	9819
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	16,7	2,2	17,0

Tabela 2.11 – Composição molar das correntes resultantes da simulação para 293 short tons/dia de gasolina leve proveniente da unidade 1200.

Caudal molar (kmol/h)			
Composto	Alimentação	Produto de Topo	Produto de Cauda
Isopentano	17,18	15,87	1,30
Pentano	32,79	0,90	31,89
ciclopentano	2,70	----	2,70
2-metilpentano	16,75	----	16,75
Hexano	25,12	----	25,12
Benzeno	4,40	----	4,40
2-metilhexano	3,26	----	3,26
Heptano	4,12	----	4,12
Tolueno	0,71	----	0,71
2-metilheptano	0,14	----	0,14
Nonano	----	----	----
Isobutano	0,28	0,28	----
2,2-metilbutano	0,99	----	0,99

Tabela 2.11 – (continuação)

2,3-metilbutano	2,41	----	2,41
3-metilpentano	9,51	----	9,51
2,3-metilpentano	1,56	----	1,56
metilciclopentano	7,24	----	7,24
2,4-metilpentano	0,57	----	0,57
3,3-metilpentano	1,70	----	1,70
3-metilhexano	3,41	----	3,41
Propano	0,28	0,28	----
Butano	0,28	0,28	----

Como é possível constatar a partir da tabela 2.11, dos 17,18 kmol/h de isopentano alimentado consegue-se recuperar 15,87 kmol/h (ou 1167,6 kg/h), o que corresponde a uma percentagem de recuperação de 92,4%, cumprindo-se também para a gasolina leve produzida na unidade 1200 o objectivo de separação do isopentano da gasolina leve. Obtendo-se uma corrente com um elevado índice de octanas (91,2). Também nesta simulação se obtém no produto de topo isobutano, butano e propano em quantidades reduzidas.

Nestas condições, verifica-se que o reebulidor necessita de uma potência de aquecimento de 2385 kW e que o condensador necessita de uma potência de arrefecimento de 1712 kW, resultados fornecidos pelo simulador, para uma razão de refluxo de 15.

As informações são recolhidas através de relatórios exportados pelo próprio programa, no entanto todas as informações encontram-se disponíveis nas janelas de resultados do Aspen Plus, como se demonstra nas figuras 2.10 e 2.11.

1200 (293ton) - Aspen Plus 2006 - aspenONE - [Results Summary Streams - Data Browser]

Material | Heat | Load | Work | Vol.% Curves | Wt. % Curves | Petro. Curves | Poly. Curves

Display: All streams | Format: GEN_M | Stream Table

	1	2	3	
Mole Flow kmol/hr				
2-MET-01	17,175	15,874	1,301	
N-PEN-01	32,789	0,896	31,893	
CYCLO-01	2,697	TRACE	2,697	
2-MET-02	16,750	TRACE	16,750	
N-HEX-01	25,124		25,124	
BENZE-01	4,400		4,400	
2-MET-03	3,265		3,265	
N-HEP-01	4,116		4,116	
TOLUE-01	0,710		0,710	
2-MET-04	0,142		0,142	
N-NON-01				
ISOBU-01	0,284	0,284	TRACE	
2:2-D-01	0,994	TRACE	0,994	

Figura 2.10 – Janela dos resultados das composições molares obtidas para a simulação da gasolina leve proveniente da unidade 1200.

1200 (293ton) - Aspen Plus 2006 - aspenONE - [Block B1 (Distl) Results - Data Browser]

Results | Balance

Summary

Results

Condenser duty:	1713,03365	kW
Reboiler duty:	2385,79534	kW
Feed stage temperature:	84,1230953	C
Top stage temperature:	69,3563472	C
Bottom stage temperature:	108,507022	C
Feed quality:	-0,6473745	

Figura 2.11 – Janela dos resultados obtidos dos consumos energéticos no condensador e reboilador, para a simulação referente à unidade 1200.

2.3.5. Resultados da simulação – Mistura da gasolina leve das unidades 3000 e 1200

Realizando a simulação para a gasolina leve resultante da mistura das unidades 3000 e 1200, com a composição já referida anteriormente (tabela 2.2), e para um caudal de 743 short tons/day, que é a média de produção destas unidades da Refinaria de Matosinhos no ano de 2008.

Considerou-se que a alimentação entrava à pressão de 4,5 bar e à temperatura de 20°C, a pressão no condensador foi de 4,0 bar e no reebulidor de 4,2 bar (dados fornecidos pela Refinaria de Matosinhos – devido às características do vapor disponível na refinaria para ser alimentado a esta coluna), a razão de refluxo foi de 10 e a alimentação foi feita no prato 64. Obtiveram-se os seguintes resultados apresentados nas tabelas 2.12 e 2.13. A tabela 2.12 contém os dados relativos às condições de pressão e temperatura e caudais das correntes. A tabela 2.13 mostra os caudais molares das correntes.

Tabela 2.12 – Resultados da simulação para 743 short tons/dia de gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200 (temperatura, pressão e caudais).

	Alimentação	Produto de Topo	Produto de Cauda
Temperatura (°C)	20,0	73,0	100,7
Pressão (bar)	4,5	4,0	4,2
Caudal molar (kmol/h)	359,5	82,7	276,8
Caudal mássico (kg/h)	28085	5935	22150
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	43,2	10,6	38,7

Tabela 2.13 – Composição molar das correntes resultantes da simulação para 743 short tons/dia de gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200.

Caudal molar (kmol/h)			
Composto	Alimentação	Produto de Topo	Produto de Cauda
isopentano	81,94	74,71	7,23

Tabela 2.13 – (continuação)

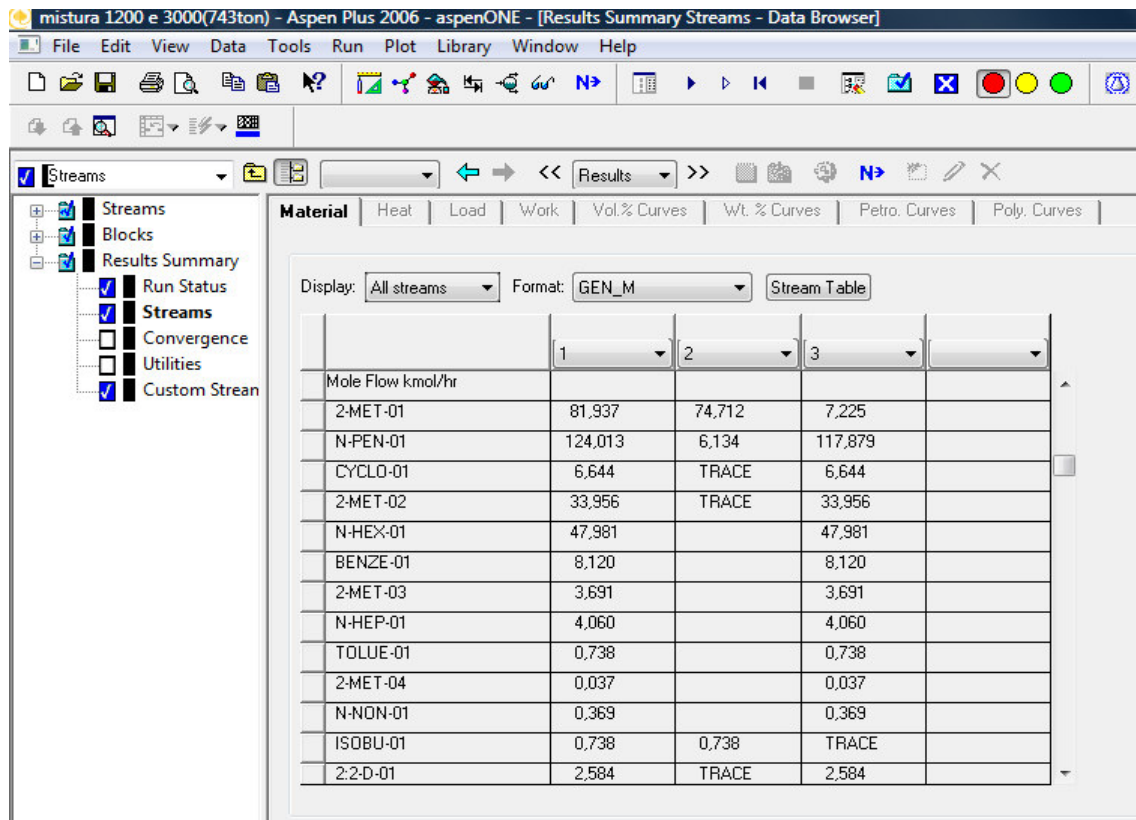
Pentano	124,01	6,13	117,88
Ciclopentano	6,64	-----	6,64
2-metilpentano	33,96	-----	33,96
Hexano	47,98	-----	47,98
Benzeno	8,12	-----	8,12
2-metilhexano	3,69	-----	3,69
Heptano	4,06	-----	4,06
Tolueno	0,74	-----	0,74
2-metilheptano	0,04	-----	0,04
Nonano	0,37	-----	0,37
Isobutano	0,74	0,74	-----
2,2-metilbutano	2,58	-----	2,58
2,3-metilbutano	5,54	-----	5,54
3metilpentano	18,09	-----	18,09
2,3-metilpentano	1,85	-----	1,85
metilciclopentano	11,81	-----	11,81
2,4-metilpentano	0,74	-----	0,74
3,3-metilpentano	1,85	-----	1,85
3-metilhexano	3,69	-----	3,69
Propano	0,37	0,37	-----
Butano	0,74	0,74	-----

Como é possível constatar pela tabela 2.13, dos 81,94 kmol/h de isopentano alimentado consegue-se recuperar 73,71 kmol/h ou 5415,3 kg/h, o que corresponde a uma percentagem de recuperação de 91,2%, cumprindo-se o objectivo de separação do isopentano da gasolina leve. Obteve-se uma corrente com um elevado índice de octanas

(90,5). Também nesta simulação se obtém no produto de topo isobutano, butano e propano em quantidades reduzidas.

Nestas condições, verifica-se que o reebulidor necessita de uma potência de aquecimento de 7045 kW e que o condensador necessita de uma potência de arrefecimento de 5511 kW, resultados fornecidos pelo simulador, para uma razão de refluxo de 10.

As informações são recolhidas através de relatórios exportados pelo próprio programa. No entanto todas as informações encontram-se disponíveis nas janelas de resultados do Aspen Plus, como se demonstra nas figuras 2.12 e 2.13.



The screenshot shows the Aspen Plus Data Browser window for 'mistura 1200 e 3000(743ton)'. The 'Results Summary Streams - Data Browser' window is open, displaying a table of molar flow rates (kmol/hr) for various streams across three columns. The table is titled 'Material' and has a 'Display' dropdown set to 'All streams' and a 'Format' dropdown set to 'GEN_M'. The table has a 'Stream Table' button and a 'Results' dropdown. The table columns are labeled 1, 2, and 3. The rows list various streams and their corresponding molar flow rates.

	1	2	3	
Mole Flow kmol/hr				
2-MET-01	81,937	74,712	7,225	
N-PEN-01	124,013	6,134	117,879	
CYCLO-01	6,644	TRACE	6,644	
2-MET-02	33,956	TRACE	33,956	
N-HEX-01	47,981		47,981	
BENZE-01	8,120		8,120	
2-MET-03	3,691		3,691	
N-HEP-01	4,060		4,060	
TOLUE-01	0,738		0,738	
2-MET-04	0,037		0,037	
N-NDN-01	0,369		0,369	
ISOBU-01	0,738	0,738	TRACE	
2:2-D-01	2,584	TRACE	2,584	

Figura 2.12 – Janela dos resultados das composições molares obtidos para a simulação da gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200.

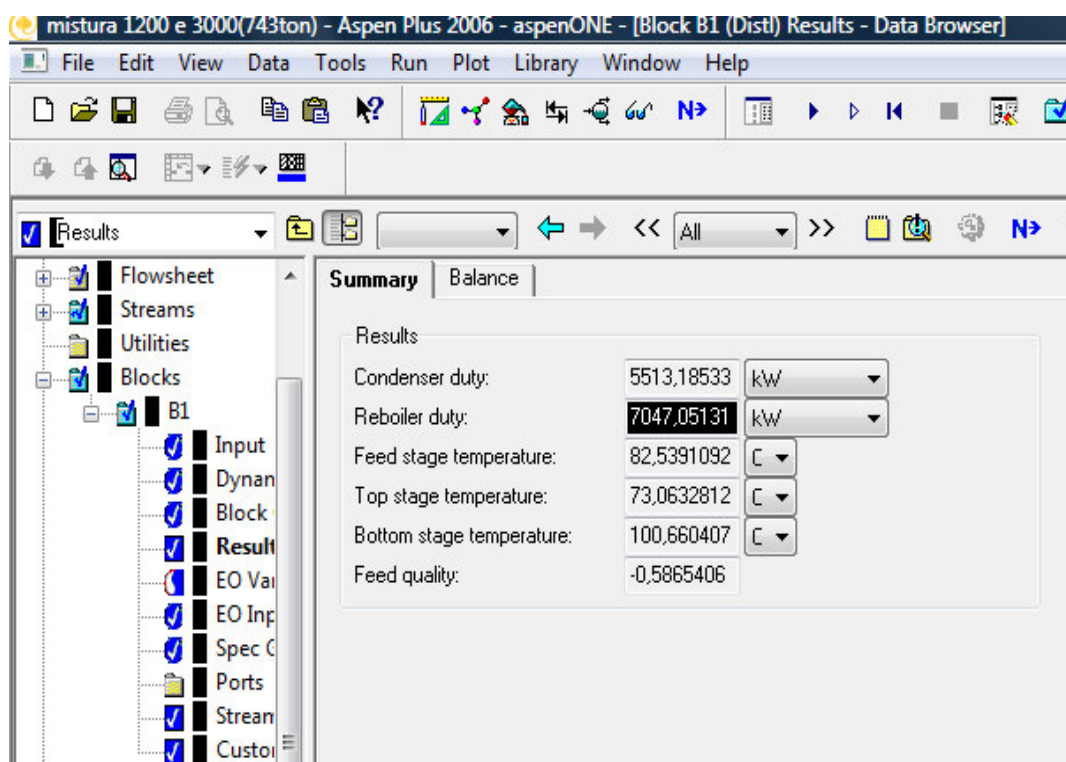


Figura 2.13 – Janela dos resultados obtidos dos consumos energéticos no condensador e no reebulidor, para a simulação da mistura das correntes de gasolina leve das unidades 3000 e 1200.

3. Armazenamento do isopentano

Neste capítulo, apresentam-se as necessidades de arrefecimento dos produtos de topo e de cauda, resultantes da destilação da gasolina leve na coluna T-3371 e o dimensionamento de um tanque de tecto flutuante para armazenar o isopentano (produto de topo).

3.1. Arrefecimento do produto de topo e do produto de cauda

Pelo facto de não se fazerem misturas de gasolina diariamente, será necessário armazenar o produto de topo durante 10 e 15 dias (segundo informações da refinaria). No entanto, para se poder armazenar o produto de topo, é necessário arrefecê-lo a temperaturas entre os 20 e 30°C. O produto de cauda também tem que ser arrefecido até 40°C antes de ser armazenado. Estes valores de temperaturas foram sugeridos pela Refinaria de Matosinhos.

Para o arrefecimento do produto de topo vai-se utilizar o permutador de carcaça e tubos E-3374, cujas especificações técnicas estão indicadas no Anexo E. Este permutador usa como fluido de arrefecimento a água. Para a determinação do caudal de água necessário, considerou-se que o fluido de arrefecimento entra no permutador a 20°C e sai a 40°C (valores sugeridos pela Refinaria de Matosinhos).

Para o arrefecimento da corrente de topo resultante da destilação da gasolina leve da unidade 3000, a potência térmica trocada no permutador é de 171411 W e o caudal de água necessário é de 177,2 m³/dia (ver anexo A – exemplo de cálculo da unidade 3000).

Quando o produto de topo é proveniente da unidade 1200 e se faz o seu arrefecimento, a potência térmica envolvida é de 39899,9 W e o caudal de fluido de arrefecimento necessário é de 41,2 m³/dia de água (ver anexo B – exemplo de cálculo da unidade 1200).

Finalmente, quando o produto de topo é resultante da destilação cuja alimentação é a mistura das correntes provenientes das unidades 3000 e 1200, a potência térmica envolvida passa a ser de 208204,7 W e o caudal de água de arrefecimento é de 215,2 m³/dia de água (ver anexo C - exemplo de cálculo da gasolina leve resultante da misturas das correntes das unidades 3000 e 1200).

No que concerne ao arrefecimento do produto de cauda proveniente da coluna de destilação, este vai ser arrefecido no permutador E-3377, cujas especificações se encontram no Anexo F. Trata-se de um aero-arrefecedor, que utiliza ar atmosférico como

3.2. Tanque de armazenamento do isopentano

Um tanque de armazenamento também designado por reservatório, é um recipiente destinado a armazenar fluidos à pressão atmosférica ou a pressões superiores à atmosférica. Na indústria, a maior parte dos tanques de armazenamento são construídos de acordo com os requisitos definidos pelo código americano API 650. Estes tanques podem ter dimensões variadas, desde 2 ou 3 m de diâmetro até 50 m ou mais. A sua construção pode ser feita com tecto fixo ou flutuante, dependendo sempre das características e do tipo de produto a armazenar.

Os tanques, consoante a sua finalidade, podem classificar-se em três categorias principais: tecto, forma e capacidade [13]. Quanto ao tecto, estão subdivididos em: tanques de tecto fixo e tanques de tecto flutuantes. Num tanque de tecto flutuante, o tecto flutua sobre o produto que está armazenado. Dessa forma a cobertura movimenta-se de acordo com o esvaziamento ou o enchimento. A razão principal pela qual são utilizados é para reduzirem as perdas do produto em consequência da evaporação. Estes tanques devem possuir um sistema de selagem, visto que o seu tecto flutuante, move-se internamente em relação ao costado (parede do tanque) [13].

Em relação à forma os tanques podem ser:

- Cilíndricos – são todos aqueles cujo formato tem a forma cilíndrica, ou seja, corpo longo e arredondado de igual diâmetro em todo o comprimento. Estes podem ser verticais ou horizontais.
- Esférico – entre todos os tipos de tanques de armazenamento, o mais recomendado e usado para armazenar gás é o tanque esférico. A sua forma geométrica não permite, quando esvaziado, que nenhum resíduo ou sobra de gás permaneça no interior do tanque.

Relativamente à sua capacidade os tanques podem ser classificados como:

- Pequenos – com capacidade igual ou inferior a 10 mil m³.
- Médios – com capacidade entre 10 e 40 mil m³.
- Grandes – com capacidade maior do que 40 mil m³ [13].

Para fazer o dimensionamento do tanque que vai ser utilizado para armazenar o produto de topo proveniente da coluna de destilação, considerou-se o maior caudal diário de gasolina leve produzido no ano de 2008, que foi de 883 short tons/day, obtido na unidade 3000.

Assim através do simulador Aspen Plus – Modelo Distl – Método de Edmister (ver anexo D – determinação da capacidade do tanque de armazenamento) verificou-se qual a quantidade de produto de topo que se obtém, utilizando um caudal de alimentação de 883 short

tons/day de gasolina leve (maior quantidade diária de gasolina leve produzida no ano de 2008), nas mesmas condições utilizadas na simulação da unidade 3000, ou seja, a coluna operava a pressão de 4,0 bar, a alimentação entrava à pressão de 4,5 bar e à temperatura de 20°C, a pressão no condensador é de 4,0 bar e no reebulidor de 4,2 bar, a razão de refluxo é de 10 e a alimentação foi feita no prato 64. Obteve-se um caudal de produto de topo de 227,5 ton/dia o que corresponde a 405,1 m³/dia e optou-se por dimensionar o tanque para a necessidade de armazenar o isopentano durante 15 dias. O volume total do tanque de armazenamento será de 6077 m³.



Figura 3.2 – Tanque de armazenamento de petróleo [13].

Como a temperatura de ebulição do isopentano (componente principal do produto de topo) à pressão atmosférica é de 27,8°C [5], o tanque de armazenamento necessário para armazenar este produto terá de ser um tanque com tecto flutuante, construído de acordo com as normas API (American Petroleum Institute), pois este produto terá de ser armazenado sobre pressão para evitar perdas por evaporação, cilíndrico e de capacidade pequena (aproximadamente 6000 m³).

O produto de topo será assim armazenado à temperatura entre 20 e 30°C e a uma pressão entre 3,0 bar e os 4,0 bar, de forma a manter todo o produto no estado líquido (condições sugeridas pela Refinaria de Matosinhos).

O produto de cauda depois de arrefecido, será enviado para o “pool” de nafta-química, onde será armazenado, para posterior venda a outra refinaria.

4. Análise Económica

De acordo com dados fornecidos pela Refinaria de Matosinhos o valor de mercado do produto de topo obtido nas simulações é de 534,7 €/ton, já o produto de fundo e a corrente de alimentação (gasolina leve) têm um valor de 521,1 €/ton.

O produto de cauda será enviado para o tanque de Nafta Química onde em condições normais será vendida para a Repsol em Sines.

O combustível utilizado nas fornalhas da refinaria (fuelóleo), necessário à produção de vapor que irá ser utilizado no reebulidor da coluna de destilação para a separação desejada tem um custo de 461 €/ton e um PCI (poder calorífico inferior) de 11530 kWh/ton.

Os custos energéticos da electricidade relacionados com o condensador E-3371 e com o permutador E-3377, foram calculados com informação obtida a partir da refinaria do Matosinhos, que importa energia eléctrica da EDP, a um preço de 0,076€/kWh [14].

A água de arrefecimento que se vai utilizar no permutador E-3374, segundo informações da refinaria, é obtida através da empresa Águas do Cavado, a um preço de 0,3 € / m³ [15].

4.1. Custos Operacionais

Os custos operacionais são o somatório dos custos fixos, que são constantes para uma dada capacidade produtiva, e os custos variáveis, que são proporcionais à produção real da unidade.

Para calcular os custos variáveis inclui-se uma parcela correspondente aos custos energéticos gastos no processo e outra para os custos relacionados com a necessidade de água arrefecimento. Os custos operatórios foram calculados, considerando as despesas necessárias para assegurar a produção durante um ano.

4.1.1. Investimento em equipamento

O único equipamento que é necessário adquirir neste projecto é um tanque de armazenamento de 6077 m³ para armazenar o isopentano que sairá da coluna de destilação como produto de topo.

Através da consulta de sites de fornecedores deste tipo de tanques [16], um tanque com 6100 m³, em aço carbono e construído de acordo com as normas API (American Petroleum Institute), terá um custo de 1.153.112 €.

4.1.2. Custos Energéticos

4.1.2.1. Custos energéticos inerentes à simulação da unidade 3000.

Nas tabelas 4.1 e 4.2, apresentam-se os custos energéticos associados ao consumo de fuelóleo no reebulidor durante um ano, assumindo que a coluna irá funcionar 8760 horas (365 dias) por ano, bem como os consumos energéticos necessários para obter as necessidades de arrefecimento no condensador, que funciona com aero-arrefecedores com um custo médio ponderado de 0,076 €/kWh.

Tabela 4.1 – Consumos energéticos no reebulidor, consumo de fuelóleo e respectivos custos anuais para a gasolina leve proveniente da unidade 3000.

Reebulidor	
Potência (kW)	5346
Horas de Utilização (h)	8760
Necessidade Térmica (kWh)	46.795.920
PCI Fuelóleo (kWh/ton)	11.530
Consumo (ton)	4059
Custo (€/kg)	0,461
Custo Anual Total (€)	1.871.025

Como foi visto nos resultados da simulação da unidade 3000, é necessário uma potência de arrefecimento de 4477 kW no condensador (E-3371). Os aero-arrefecedores são constituídos por quatro ventiladores, accionados por motores eléctricos, cada um com uma potência de 30 kW. Através do sistema de controlo existente na refinaria ajusta-se a velocidade de rotação destes ventiladores, para que o produto de topo atinja a temperatura desejada.

Tabela 4.2 – Consumos energéticos no condensador e respectivos custos eléctricos anuais para a gasolina leve proveniente da unidade 3000.

Condensador	
Potência (kW)	120
Horas de Utilização (h)	8760
Necessidade Térmica (kWh)	1.051.200
Custo da energia ponderada (€/kWh)	0,076
Custo Anual Total (€)	79.891

O produto de topo proveniente do condensador acoplado à coluna de destilação, antes de ser armazenado terá de ser arrefecido no permutador de calor E-3374, que usa água como fluido de arrefecimento. Os encargos com a água foram calculados multiplicando o montante diário de água necessário 177,2 m³ (ver anexo B - exemplo de cálculo unidade 3000) pelo preço de custo do m³ da mesma que, segundo informações obtidas no sítio da empresa Águas do Cávado, é de 0,3 € / m³ [15]. Assim teremos um custo de 19.403 €/ano em água de arrefecimento, para arrefecer o produto de topo obtido na destilação da gasolina leve proveniente da unidade 3000.

Para arrefecer o produto de cauda no permutador E-3377, que utiliza ar atmosférico como fluido de arrefecimento. O ar é movido através de dois ventiladores accionados por dois motores eléctricos cada um com uma potência de 11 kW. O custo anual de electricidade com este permutador é de 14.647 €.

O custo anual de electricidade com a bomba de refluxo (P-3371A) e com a bomba do produto de cauda (P-3373A), com potências de 45 kW e 22 kW, respectivamente (os valores das potências podem ser consultados na figura 2.1), é de 44.606€.

4.1.2.2. Custos energéticos inerentes à simulação da unidade 1200.

Nas tabelas 4.3 e 4.4, apresentam-se os custos energéticos com fuelóleo associados ao reebulidor para a simulação da gasolina leve proveniente da unidade 1200 e dos consumos energéticos associados ao condensador para a mesma simulação,

Tabela 4.3 – Consumos energéticos no reebulidor, consumo de fuelóleo e respectivos custos anuais, para a gasolina leve proveniente da unidade 1200.

Reebulidor	
Potência (kW)	2385
Horas de Utilização (h)	8760
Necessidade Térmica (kWh)	20.875.080
PCI Fuelóleo (kWh/ton)	11530
Consumo (ton)	1810
Custo (€/kg)	0,461
Custo Anual Total (€)	834.641

Relativamente aos consumos energéticos no condensador (E-3371), como foi visto nos resultados da simulação da unidade 1200, é necessário uma potência de arrefecimento de 1712 kW. Os aero-arrefecedores são constituídos por quatro ventiladores, accionados por motores eléctricos, cada um com uma potência de 30 kW. Através do sistema de controlo existente na refinaria ajusta-se a velocidade de rotação destes ventiladores, para que o produto de topo atinja a temperatura desejada.

Tabela 4.4 – Consumos energéticos no condensador e respectivos custos eléctricos anuais, para a gasolina leve proveniente da unidade 1200.

Condensador	
Potência (kW)	120
Horas de Utilização (h)	8760
Necessidade Térmica (kWh)	1.051.200
Custo da energia ponderada (€/kWh)	0,076
Custo Anual Total (€)	79.891

O produto de topo proveniente do condensador acoplado à coluna de destilação, antes de ser armazenado terá de ser arrefecido no permutador de calor E-3374, que usa água como fluido de arrefecimento. Os encargos com a água foram calculados multiplicando o montante diário de água necessário 41,2 m³ (ver anexo C - exemplo de cálculo unidade 1200) pelo preço de custo do m³ da mesma que, segundo informações obtidas no sítio da empresa Águas do Cávado, é de 0,3 €/m³ [15]. Assim teremos um custo de 4.511 €/ano em água de arrefecimento, para arrefecer o produto de topo obtido na destilação da gasolina leve proveniente da unidade 1200.

Para arrefecer o produto de cauda no permutador E-3377, que utiliza ar atmosférico como fluido de arrefecimento. O ar é movido através de dois ventiladores accionados por dois motores eléctricos cada um com uma potência de 11 kW. O custo anual de electricidade com este permutador é de 14.647 €.

O custo anual de electricidade com a bomba de refluxo (P-3371A) e com a bomba do produto de cauda (P-3373A), com potências de 45 kW e 22 kW, respectivamente (os valores das potências podem ser consultados na figura 2.1), é de 44.606€.

4.1.2.3. Custos energéticos inerentes à simulação da mistura das correntes provenientes das unidades 3000 e 1200.

Nas tabelas 4.5 e 4.6, apresentam-se os custos energéticos com fuelóleo associados ao reebulidor para a simulação da gasolina leve resultante da mistura das unidades 3000 e 1200 e dos consumos energéticos associados ao condensador para a mesma simulação,

Tabela 4.5 – Consumos energéticos no reebulidor, consumo de fuelóleo e respectivos custos anuais, para a gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200.

Reebulidor	
Potência (kW)	7045
Horas de Utilização (h)	8760
Necessidade Térmica (kWh)	61.661.640
PCI Fuelóleo (kWh/ton)	11530

Tabela 4.5 – (continuação)

Consumo (ton)	5348
Custo (€/kg)	0,461
Custo Anual Total (€)	2.465.396

Relativamente aos consumos energéticos no condensador (E-3371), como foi visto nos resultados da simulação da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200, é necessário uma potência de arrefecimento de 5511 kW. Os aero-arrefecedores são constituídos por quatro ventiladores, accionados por motores eléctricos, cada um com uma potência de 30 kW. Através do sistema de controlo existente na refinaria ajusta-se a velocidade de rotação destes ventiladores, para que o produto de topo atinja a temperatura desejada.

Tabela 4.6 – Consumos energéticos no condensador e respectivos custos eléctricos anuais, para a gasolina leve resultante da mistura das unidades 3000 e 1200.

Condensador	
Potência (kW)	120
Horas de Utilização (h)	8760
Necessidade Térmica (kWh)	1.051.200
Custo da energia ponderada (€/kWh)	0,076
Custo Anual Total (€)	79.891

O produto de topo proveniente do condensador acoplado à coluna de destilação, antes de ser armazenado terá de ser arrefecido no permutador de calor E-3374, que usa água como fluido de arrefecimento. Os encargos com a água foram calculados multiplicando o montante diário de água necessário 215,2 m³ (ver anexo D - exemplo de cálculo mistura das correntes das unidades 3000 e 1200) pelo preço de custo do m³ da mesma que segundo informações obtidas no sítio da empresa Águas do Cávado é de 0,3 €/m³ [14]. Assim teremos um custo de 23.564 €/ano em água de arrefecimento, para arrefecer o produto de topo obtido na destilação da gasolina leve proveniente da mistura das correntes das unidades e 3000 e 1200.

Para arrefecer o produto de cauda no permutador E-3377, que utiliza ar atmosférico como fluido de arrefecimento. O ar é movido através de dois ventiladores accionados por dois motores eléctricos cada um com uma potência de 11 kW. O custo anual de electricidade com este permutador é de 14.647 €.

O custo anual de electricidade com a bomba de refluxo (P-3371A) e com a bomba do produto de cauda (P-3373A), com potências de 45 kW e 22 kW, respectivamente (os valores das potências podem ser consultados na figura 2.1), é de 44.606€.

Nas tabelas 4.7, 4.8 e 4.9 apresentam-se os custos energéticos totais e os custos com água de arrefecimento anuais para cada simulação (unidade 3000, unidade 1200 e mistura das correntes das duas unidades).

De referir que o custo anual de consumo de electricidade, para todas as simulações realizadas, engloba os custos no condensador (E-3371), os custos no permutador para arrefecer o produto de cauda (E-3377) e o custo de bombagem (P-3371A/B e P-3373A/B).

Tabela 4.7 – Custos energéticos totais da simulação da unidade 3000.

Custo anual (€) de consumo de fuelóleo	1.871.025
Custo anual (€) de consumo de electricidade	139.144
Custo anual (€) de água de arrefecimento	19.403
Custos totais (€/ano)	2.029.572

Tabela 4.8 – Custos energéticos totais da simulação da unidade 1200.

Custo anual (€) de consumo de fuelóleo	834.641
Custo anual (€) de consumo de electricidade	139.144
Custo anual (€) de água de arrefecimento	4.511
Custos totais (€/ano)	978.266

Tabela 4.9 – Custos energéticos totais da simulação da mistura da gasolina leve das unidades 3000 e 1200.

Custo anual (€) de consumo de fuelóleo	2.465.396
Custo anual (€) de consumo de electricidade	139.144
Custo anual (€) de água de arrefecimento	23.564
Custos totais (€/ano)	2.628.104

4.2 Receitas

Neste projecto existem duas correntes que necessitam de serem processadas de forma a se separar o isopentano, que possui um índice de octanas elevado, dos restantes componentes da gasolina leve. Visto que só foi considerada uma coluna para este objectivo, necessariamente cada uma destas correntes terá de ser processada na mesma coluna mas individualmente.

A capacidade da coluna situa-se nas 54 ton/h, este é um valor muito além daqueles que foram utilizados nas simulações quer na simulação da gasolina leve da unidade 3000 (450 short tons/dia o que equivale a 17,01 ton/h), quer na simulação da gasolina leve da unidade 1200 (293 short tons/dia o que equivale a 11,08 ton/h), quer na simulação da gasolina leve resultante da mistura das unidades 3000 e 1200 (743 short tons/dia o que equivale a 28,09 ton/h), por isso a coluna T-3371 existente na refinaria tem capacidade mais que suficiente para processar as correntes de gasolina leve.

Cada uma destas gasolinas leves provenientes das unidades 3000, 1200 e mistura das duas unidades libertará necessariamente receitas diferentes, visto estas terem uma composição diferente e um caudal médio anual diferente, por isso também terão como já foi visto, custos energéticos associados ao processo diferentes.

Como foi referido anteriormente, de acordo com dados fornecidos pela Refinaria de Matosinhos o valor de mercado do produto de topo obtido nestas simulações é de 534,7 €/ton, já o produto de fundo e a corrente de alimentação (gasolina leve) têm um valor de 521,1 €/ton.

Através das simulações efectuadas obtém-se uma média diária de produto de topo de 115,9 toneladas, proveniente da gasolina leve da unidade 3000 e um produto de cauda de

292,3 toneladas, o que se traduz num valor de 22.623.585 €/ano de para o produto de topo e de 55.590.573 €/ano para o produto de cauda.

Para a gasolina leve da unidade 1200 obtém-se uma média diária de 30,1 toneladas de produto de topo e 235,7 toneladas de produto de cauda o que se traduz num valor de 5.883.069 €/ano para o produto de topo e 44.822.125 €/ano para o produto de cauda.

Para a mistura de gasolina leve das unidades 3000 e 1200, obtém-se uma média diária de 142,4 toneladas de produto de topo e 531,6 toneladas de produto de cauda o que se traduz num valor de 27.799.373 €/ano para o produto de topo e 101.111.117 €/ano para o produto de cauda.

Nas tabelas 4.10, 4.11 e 4.12 apresenta-se as receitas deste projecto, para as médias de produção de gasolina leve consideradas nas simulações, bem como o valor das correntes de topo, de cauda e de alimentação fornecidos pela Refinaria de Matosinhos.

Tabela 4.10 – Receitas do projecto de separação do isopentano da gasolina leve da unidade 3000.

Produto Topo (€/ano)	22.623.585
Produto Cauda (€/ano)	55.590.573
Total (€/ano)	78.214.158

Tabela 4.11 – Receitas do projecto de separação do isopentano da gasolina leve da unidade 1200.

Produto Topo (€/ano)	5.883.069
Produto Cauda (€/ano)	44.822.125
Total (€/ano)	50.705.194

Tabela 4.12 – Receitas do projecto de separação do isopentano da mistura da gasolina leve das unidades 3000 e 1200.

Produto Topo (€/ano)	27.799.373
Produto Cauda (€/ano)	101.111.117
Total (€/ano)	128.910.490

4.3. Mapa de depreciações/amortizações

O investimento amortizável será apenas o investimento na aquisição do tanque de armazenamento, que é o único equipamento necessário para a realização deste projecto que a refinaria deve adquirir, pois todos os outros equipamentos já existem na refinaria.

Calculou-se os valores da amortização, tendo em conta a vida útil deste projecto de 10 anos e uma taxa de amortização constante [17].

4.4. Mapa do custo de capital investido

De modo a garantir o investimento poderá ser necessário recorrer a um empréstimo bancário. Desse modo, procedeu-se ao cálculo de um empréstimo com um valor de 1.153.112€ durante 10 anos, com prestações anuais, considerando uma taxa euribor a 12 meses de 1% com um “spread” de 3% e com um período de cadência de 1 ano, assim o valor a pagar após período de carência é de 1.200.158,87 €. A tabela 4.13 apresenta, os custos da amortização, dos juros e da prestação, resultantes do empréstimo bancário.

Tabela 4.13 – Mapa de custo do capital investido.

Ano	Capital em Dívida (€)	Amortização (€)	Juro (€)	Prestação (€)
1	1.200.159	120.016	48.966	168.982
2	1.080.143	108.014	44.069	173.218
3	950.994	97.212	38.800	167.949
4	821.846	87.491	33.531	162.679
5	692.697	78.742	28.262	157.410
6	563.549	70.868	22.992	152.141
7	434.400	63.781	17.723	146.872
8	305.252	57.403	12.454	141.602
9	176.103	51.662	7.185	136.333
10	46.955	46.496	1.915	131.064

4.5. Encargos com matérias-primas

A matéria-prima para este projecto é a gasolina leve, que já é um produto obtido na refinaria e, como já foi referido anteriormente, este produto tem um valor de mercado de 521,1 €/ton, por isso este será o custo por tonelada da matéria-prima.

Isto perfaz um total anual de 77.643.296 € para a gasolina leve produzida na unidade 3000, um total anual de 50.555.559 € para a gasolina leve produzida na unidade 1200 e, conseqüentemente um total anual de 128.203.419 € para a mistura da gasolina leve proveniente das duas unidades.

Optou-se por apresentar o mapa dos cash flows para a gasolina leve resultante da mistura das duas unidades, portanto os custos com matéria-prima imputados a este projecto serão de 128.203.419 €.

4.6. Encargos com mão-de-obra

Os custos com mão-de-obra não foram considerados porque a coluna que irá ser utilizada neste projecto já existe na Refinaria de Matosinhos, e é usualmente usada para outros fins que não a da separação do isopentano da gasolina leve, por isso os custos com mão-de-obra para este projecto são nulos.

4.7. Mapa dos Cash-Flows

Na tabela 4.14 encontram-se discriminados os “cash flows” libertados por este projecto, de recuperação do isopentano da gasolina leve, para a simulação da gasolina leve resultante da mistura das unidades 3000 e 1200, por ser esta a opção mais válida para a Refinaria de Matosinhos.

Para a realização desta análise financeira considerou-se que o projecto teria a duração de 10 anos, o valor residual seria de 10% do valor investimento amortizável e o aumento dos custos seria compensado pelo aumento proporcional do valor das vendas.

Na tabela 4.15 encontra-se o mapa do valor residual líquido (VAL) do projecto.

Tabela 4.14 – Mapa dos “cash flows” do projecto.

Anos	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Vendas (€)	-----	128.910.490	128.910.490	128.910.490	128.910.490	128.910.490	128.910.490	128.910.490	128.910.490	128.910.490	128.910.490
Custos da matéria-prima (€)	-----	128.203.419	128.203.419	128.203.419	128.203.419	128.203.419	128.203.419	128.203.419	128.203.419	128.203.419	128.203.419
Custos Operacionais (€)	-----	2.628.104	2.628.104	2.628.104	2.628.104	2.628.104	2.628.104	2.628.104	2.628.104	2.628.104	2.628.104
Reintegrações/Amortizações (€)	-----	115.311	115.311	115.311	115.311	115.311	115.311	115.311	115.311	115.311	115.311
Enc. Financiamento (€)	48.966	168.982	152.084	136.876	123.188	110.869	99.782	89.804	80.824	72.741	65.467
Res. antes de Impostos (€)	-----	-2.543.850	-2.526.951	-2.511.743	-2.498.055	-2.485.737	-2.474.650	-2.464.671	-2.455.691	-2.447.609	-2.440.334
Impostos	-----										
Resultados Líquidos (€)	-----	-2.543.850	-2.526.951	-2.511.743	-2.498.055	-2.485.737	-2.474.650	-2.464.671	-2.455.691	-2.447.609	-2.440.334
Amortização (€)	-----	115.311	115.311	115.311	115.311	115.311	115.311	115.311	115.311	115.311	115.311
Enc. Financiamento (€)	48.966	168.982	152.084	136.876	123.188	110.869	99.782	89.804	80.824	72.741	65.467
Cash-Flow de Exploração (€)	-----	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556

Tabela 4.15 – Mapa do Valor Residual Liquido (VAL) do projecto.

Anos	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	
Cash-Flow de Exploração (€)	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-----
Investimento (€)	1.153.112	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----
Valor Residual (€)	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	-----	115.311
Cash Flow libertado (€)	-3.412.668	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	-2.259.556	115.311
Factor de desconto	1,00	0,96	0,92	0,89	0,85	0,82	0,79	0,76	0,73	0,70	0,67	
Cash Flow actualizado Liquido (€)	-3.412.668	-2.170.980	-2.085.876	-2.004.109	-1.925.546	-1.850.064	-1.777.540	-1.707.859	-1.640.910	-1.576.586		77.303
VAL (€)	-20.074.835											

5. Conclusões e sugestões para trabalhos futuros

Relativamente aos resultados obtidos nas simulações efectuadas pode-se concluir que:

- Na simulação realizada para a separação do isopentano da gasolina leve proveniente da unidade 3000, consegue-se uma recuperação de 93,5% do isopentano, obtendo-se 115,9 ton/dia de produto de topo com um RON de 90,3.
- Na simulação realizada para a separação do isopentano da gasolina leve proveniente da unidade 1200, consegue-se uma recuperação de 92,4% do isopentano, obtendo-se 30,1 ton/dia de produto de topo com um RON de 91,2.
- Na simulação realizada para a separação do isopentano da mistura resultante da gasolina leve das unidades 3000 e 1200, os resultados mostram que se recupera 91,2% do isopentano e que se obtém 142,4 ton/dia de produto de topo com um RON de 90,5.

Quanto ao armazenamento do isopentano (produto de topo), conclui-se que seria necessário um tanque com uma capacidade de 6100 m³.

Relativamente à análise económica deste projecto, pode-se concluir que:

- O custo do tanque de armazenamento é de 1.153.112€.
- Os custos energéticos totais, associados à recuperação do isopentano da gasolina leve proveniente da unidade 3000 são de 2.029.572 €.
- Os custos energéticos totais, associados à recuperação do isopentano da gasolina leve proveniente da unidade 1200 são de 978.266 €.
- Os custos energéticos totais, associados à recuperação do isopentano da gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200 são de 2.628.104 €.

Sendo a situação mais interessante para a Refinaria de Matosinhos, a recuperação do isopentano da gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200, conclui-se que o mais vantajoso para a empresa continuará a ser a venda directa da gasolina leve a outra empresa. A implementação deste projecto de separação do isopentano da gasolina leve apresenta um valor actual líquido (VAL) negativo de -20.074.835 €, isto pode ser explicado, não pelos custos inerentes ao processo, mas sim pelo elevado valor de mercado atribuído à matéria prima (521,1 €/ton). Contudo, num cenário em que existam dificuldades na venda directa da gasolina leve produzida nas unidades 3000 e 1200, a

utilização da coluna de destilação T-3371, para a separação do isopentano, por forma a produzir-se um produto de topo com um RON possível de ser utilizado na mistura de gasolinas, torna-se interessante para a Refinaria. De acordo com as simulações efectuadas, consegue-se obter, como já foi referido, 142,4 ton/dia de produto de topo com um RON de 90,5 na destilação da gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200.

Em termos económicos esta solução representa um valor anual para a Refinaria de 27.501.788 €, tendo em conta que os custos em fuelóleo, electricidade e em água de arrefecimento situam-se nos 2.628.104 €/ano. O único investimento necessário será a compra de um tanque de armazenamento para o produto de topo de 6100 m³, que terá um custo de 1.153.112 €.

Por isso, neste cenário é bastante vantajoso para a empresa a separação do isopentano da gasolina leve, pois não só as receitas resultantes são bastante superiores aos custos energéticos inerentes ao processo e ao investimento em equipamento que será necessário fazer, bem como aumentará a sua capacidade na produção de gasolina, pois terá à sua disposição cerca de 142,4 ton/dia de um produto com um índice de octanas suficiente para ser utilizado na mistura de gasolinas.

Como sugestão para trabalho futuro nesta área sugere-se o estudo da possibilidade de se instalar uma unidade de isomerização na Refinaria de Matosinhos, para aumentar o índice de octanas do produto de cauda, resultante da destilação da gasolina leve.

6. Referências bibliográficas

- [1] - Pulido, J.G., Fonseca, P., 2007. O Petróleo e Portugal – O mundo do Petróleo e o seu impacto no nosso país, Bertrand Editora.
- [2] - Site do portal da engenharia química consultado em Março de 2009
<http://labvirtual.eq.uc.pt/>
- [3] – Castellar, G., Feijó B.V., 2006. “O Brasil é auto-suficiente em petróleo?” – Artigo de uma revista disponível na internet consultada em Setembro de 2009.
http://super.abril.com.br/superarquivo/2006/conteudo_452998.shtml
- [4] – Júnior, G., 2004. “Processamento Primário de Petróleo”; ficheiro descarregado da internet, consultado em Setembro de 2009.
- [5] - Meyers, A. Robert. Handbook of Petroleum Refining Processes 2nd Ed., MacGraw- Hill.
- [6] – Site da Direcção Geral de Energia e Geologia, consultado em Março de 2009
<http://www.DGGE.pt>
- [7] - Feliciano, A., 2008. Actualização do Modelo Energético da Refinaria de Matosinhos da Petrogal, Tese de Mestrado, Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto, Portugal.
- [8] – Site da Galp Energia consultado em Abril de 2009
<http://www.galpennergia.com>
- [9] – Bernado-Gil M.G., Abril 1998, Breve Introdução ao Aspen Plus, Instituto Superior Técnico. (versão PDF do documento descarregada em Maio de 2009).
- [10] – Site do Aspen Plus consultado em Setembro de 2009
<http://www.aspentech.com>
- [11] - Aladwani, H.A., Riazi, M.R., 2005. Some guidelines for choosing a characterization method for petroleum fractions in process simulators, Chemical Engineering Department, Kuwait University, Safat, Kuwait. Chemical Engineering Research and Design, 83(A2): 160–166. (versão PDF do documento descarregada em Maio de 2009).
- [12] - Campos, H., Moreira, M., Santos, S., 2007. Estudo da Destilação Extractiva na Unidade Aerosolvan Petrogal, Tese de Mestrado, Instituto Superior de Engenharia o Porto, Portugal.
- [13] - [Lindenberg](#), A., 2008. “Área de tancagem em linha”. Salvador da Baía, Brasil: SENAI, (versão PDF do documento descarregada em Setembro de 2009).

[14] – Site da Electricidade de Portugal, consultado em Setembro de 2009

<http://www.edp.pt>

[15] – Site das águas do Cávado, consultado em Setembro de 2009

<http://www.aguasdocavado.pt>

[16] – Site de preço de tanques de armazenamento da empresa Matches

<http://www.matche.com/EquipCost/Tank.htm>

[17] – Plano Oficial de Contabilidade Reintegrações e Amortizações do imobilizado (versão PDF do documento descarregado em Agosto de 2009).

Outros documentos consultados:

- Riazi, R.R., 2003. Characterization and Properties of Petroleum Fractions, MacGraw-Hill.
- Stockil, P.A., 1994. Our Industry Petroleum – The British Petroleum Limited, MacGraw-Hill.
- Ludwig, E.E., 1999. Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Volume 1, 3ª edição, Gulf Professional Publishing, EUA.
- Wauquier, J.P., 2005. El Refino del Petróleo – Petróleo crudo, Productos petrolíferos, Esquemas de fabricacion, Ediciones Díaz de Santos.
- Welded Steel Tanks for Oil Storage, API STANDARD 650, 10th edition, November 1998. American Petroleum Institute. (versão PDF do documento descarregada em Julho de 2009).
- Malenshek, M, Daniel B. Olsen, Methane number testing of alternative gaseous fuels, Engines & Energy Conversion Laboratory. Mechanical Engineering Department, Colorado State University, 201 West Lake Street, Campus Delivery 1374. (versão PDF do documento descarregada em Abril de 2009).
- Cengel, Y.A., 1996. Heat Transfer A Practical Approach, 2ª edição, McGraw Hill.
- Sinnott, R.K., 1999. Coulson & Richardson's Chemical Engineering-Chemical Engineering Design, Volume 6, 3ª edição, Butterworth Heinemann.

Anexos

Anexo A – Exemplo de cálculo para a unidade 3000

De seguida apresentam-se os cálculos efectuados para a determinação da percentagem de recuperação do isopentano para a simulação da gasolina leve da unidade 3000, para uma razão de refluxo de 10.

$$\% \text{recuperação} = \frac{m_{\text{Isop.Pr od.Topo}}}{m_{\text{Isop.Alim}}} \times 100 = \frac{60,79}{65,03} \times 100 = 93,5\%$$

O cálculo do valor do índice de octanas (RON) do produto de topo, para a mesma razão de refluxo é dado pela seguinte equação (indicada pela Refinaria de Matosinhos).

$$RON_{\text{Pr od.Topo}} = \frac{\left(v_{\text{Isop.Pr od.Topo}} \times RON_{\text{isopentan o}} + v_{\text{pent.Pr od.Topo}} \times RON_{\text{pentan o}} \right)}{v_{\text{Isop.Pr od.topo}} + v_{\text{Pent.Pr od.Topo}}} \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow \frac{(7,14 \times 92,3 + 0,509 \times 62,0)}{7,14 + 0,509} = 90,3$$

De seguida apresentam-se os cálculos para a determinação do consumo de água de arrefecimento a utilizar no permutador E-3374, para arrefecer o produto de topo obtido na simulação da gasolina leve da unidade 3000. O calor específico do produto de topo é fornecido pelo simulador. Considerou-se que a água de arrefecimento entra no permutador a 20°C e sairá a 40°C (valores sugeridos pela Refinaria de Matosinhos).

$$Q = m_{\text{pro.topo}} \times cp_{\text{Pr od.Topo}} \times \Delta T$$

$$Q = \frac{4830}{3600} (\text{kg} / \text{s}) \times 2937 (\text{J} / \text{kg} \text{K}) \times (73,6 - 30) = 171411 \text{ J} / \text{s}$$

Portanto tem que permutar 171.411 J/s, em seguida calcula-se qual o caudal de água necessário para essa permuta térmica.

$$Q = m_{\text{água}} \times cp_{\text{água}} \times \Delta T$$

$$171411 (\text{J} / \text{s}) = m_{\text{água}} \times 4180 (\text{J} / \text{kgK}) \times (40 - 20) \Leftrightarrow m_{\text{água}} = 2,05 \text{ kg} / \text{s} \Leftrightarrow 177,2 \text{ ton} / \text{dia} \Leftrightarrow 177,2 \text{ m}^3 / \text{dia}$$

De seguida apresenta-se os cálculos para a determinação da potência térmica envolvida no permutador E-3377, para arrefecimento do produto de cauda obtido na simulação da

gasolina leve da unidade 3000. O calor específico do produto de cauda é fornecido pelo simulador.

$$Q = m_{\text{Prod.Cauda}} \times cp_{\text{Prod.Cauda}} \times \Delta T$$

$$Q = \frac{12178}{3600} (\text{kg} / \text{s}) \times 2937 (\text{J} / \text{kg} \text{ K}) \times (95,9 - 40) = 555378,7 \text{ J} / \text{s}$$

Portanto temos que remover 555.378,7 J/s.

Relativamente á tensão de vapor do produto de topo, na tabela A.1 e figura A.1 apresenta-se a variação da tensão de vapor com a temperatura da corrente de topo resultante.

Tabela A.1 – Variação da tensão de vapor do produto de topo, com a temperatura.

Temperatura (°C)	Tensão de vapor (bar)
27,9	1,0
67,7	3,4
89,4	5,7
111,7	9,2
135,4	14,5
160,2	22,2
168,4	25,3
175,8	28,3
182,7	31,4
184,8	32,5

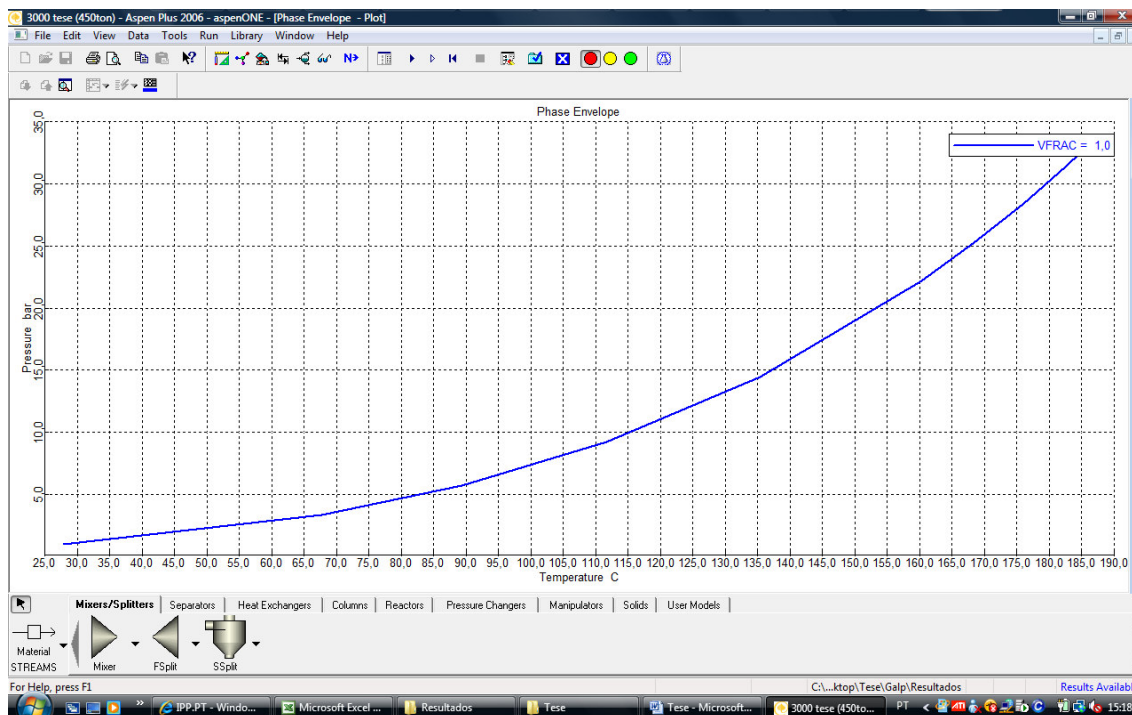


Figura A.1 – Variação da tensão de vapor do produto de topo, com a temperatura.

Anexo B – Exemplo de cálculo para a unidade 1200

Em seguida apresenta-se os cálculos efectuados para a determinação da percentagem de recuperação do isopentano para a simulação da gasolina leve da unidade 1200, para uma razão de refluxo de 15.

$$\%recupera\tilde{c}\tilde{a}\tilde{o} = \frac{m_{Isop.Pr od. Topo}}{m_{Isop. A lim}} \times 100 = \frac{15,97}{17,19} \times 100 = 92,4\%$$

O cálculo do valor do índice de octanas (RON) do produto de topo, para a mesma razão de refluxo é dado pela seguinte equação (indicada pela Refinaria de Matosinhos):

$$RON_{Pr od. Topo} = \frac{\left(v_{Isop.Pr od. Topo} \times RON_{isopentano} + v_{Pent.Pr od. Topo} \times RON_{pentano} \right)}{v_{Isop.pr od. topo} + v_{Pent.Pr od. topo}} \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow \frac{(1,872 \times 92,3 + 0,07 \times 62,0)}{1,872 + 0,07} = 91,2$$

Em seguida apresentam-se os cálculos para a determinação do consumo de água de arrefecimento a utilizar no permutador E-3374, para arrefecer o produto de topo obtido na simulação da gasolina leve da unidade 1200. O calor específico do produto de topo é fornecido pelo simulador. Considerou-se que a água de arrefecimento entra no permutador a 20°C e sairá a 40°C (valores sugeridos pela Refinaria de Matosinhos).

O caudal de água necessário para arrefecer o produto de topo, resultante da destilação da gasolina leve proveniente da unidade 1200 é dado pelas seguintes expressões:

$$Q = m_{pro.to po} \times cp_{Pr od. Topo} \times \Delta T$$

$$Q = \frac{1256}{3600} (kg / s) \times 2910 (J / kg K) \times (69,3 - 30) = 39899,9 J / s$$

Assim, teremos que remover 39.899,9 J/s, em seguida calcula-se o caudal de água necessário para remover esse calor.

$$Q = m_{\acute{a}gua} \times cp_{\acute{a}gua} \times \Delta T$$

$$398999 (J / s) = m_{\acute{a}gua} \times 4180 (J / kg K) \times (40 - 20) \Leftrightarrow m_{\acute{a}gua} = 0,48 kg / s \Leftrightarrow 41,2 ton / dia \Leftrightarrow 41,2 m^3 / dia$$

De seguida apresenta-se os cálculos para a determinação da potência térmica envolvida no permutador E-3377, para arrefecimento do produto de cauda obtido na simulação da

gasolina leve da unidade 1200. O calor específico do produto de cauda é fornecido pelo simulador.

$$Q = m_{\text{Prod.Cauda}} \times cp_{\text{Prod.Cauda}} \times \Delta T$$

$$Q = \frac{9819}{3600} (\text{kg} / \text{s}) \times 2937 (\text{J} / \text{kg} \text{ K}) \times (108,5 - 40) = 548730,7 \text{ J} / \text{s}$$

Portanto temos que remover 548.730,7 J/s.

Relativamente á tensão de vapor do produto de topo, na tabela B.1 e figura B.1 apresenta-se a variação da tensão de vapor com a temperatura da corrente de topo resultante.

Tabela B.1 – Variação da tensão de vapor do produto de topo, com a temperatura.

Temperatura (°C)	Tensão de vapor (bar)
27,9	1,0
67,7	3,4
89,4	5,7
111,7	9,2
135,4	14,5
160,2	22,2
168,4	25,3
175,8	28,3
182,7	31,4
184,8	32,5

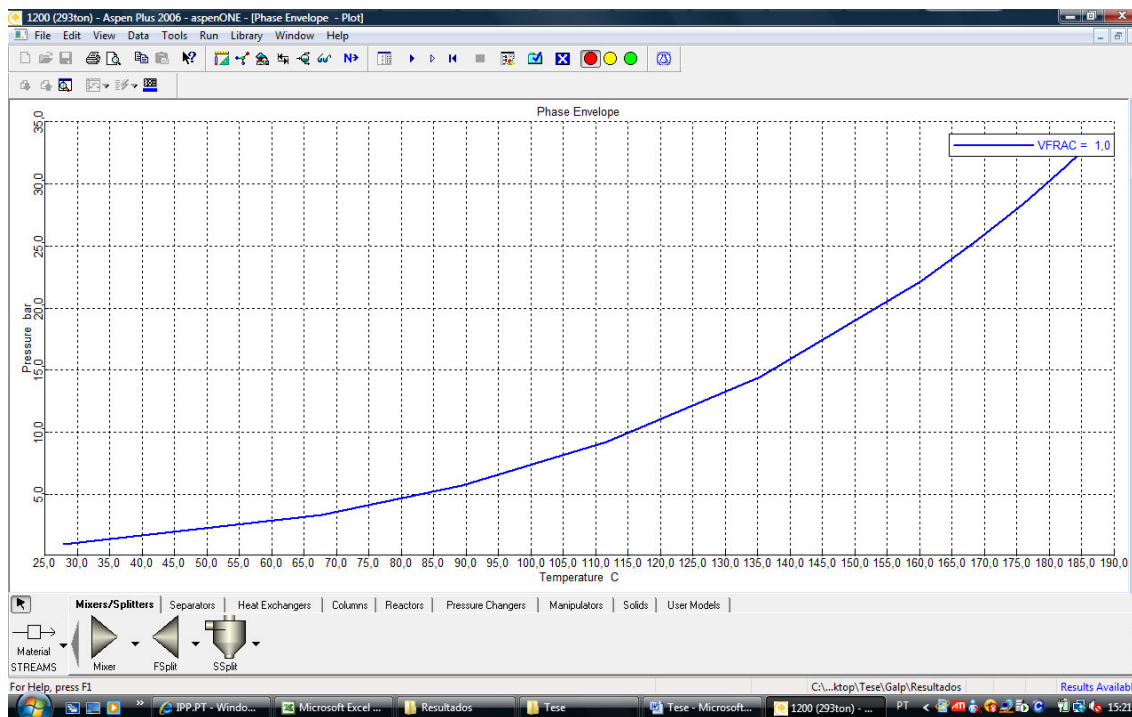


Figura B.1 – Variação da tensão de vapor do produto de topo, com a temperatura.

Anexo C – Exemplo de cálculo para a gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200

De seguida apresenta-se os cálculos efectuados para a determinação da percentagem de recuperação do isopentano para a simulação da gasolina leve resultante da mistura das unidades 3000 e 1200, para uma razão de refluxo de 10.

$$\% \text{recuperação} = \frac{m_{\text{Isop.Pr od.Topo}}}{m_{\text{Isop.Alim}}} \times 100 = \frac{74,71}{81,94} \times 100 = 91,2\%$$

O cálculo do valor do índice de octanas (RON) do produto de topo, para a mesma razão de refluxo é dado pela seguinte equação:

$$RON_{\text{Pr od.Topo}} = \frac{\left(v_{\text{Isop.Pr od.topo}} \times RON_{\text{isopen tan o}} + v_{\text{Pent.Pr od.topo}} \times RON_{\text{pen tan o}} \right)}{v_{\text{Isop.Pr od.Topo}} + v_{\text{Pent.prod.topo}}} \Leftrightarrow$$

$$\Leftrightarrow \frac{(8,801 \times 92,3 + 0,557 \times 62,0)}{8,801 + 0,557} = 90,5$$

De seguida apresenta-se os cálculos para a determinação do consumo de água de arrefecimento para utilizar no permutador E-3374, para arrefecer o produto de topo obtido na simulação da gasolina leve resultante da mistura das correntes das unidades 3000 e 1200. O calor específico do produto de topo é fornecido pelo simulador. Considerou-se que a água de arrefecimento entra no permutador a 20°C e sairá a 40°C (valores sugeridos pela Refinaria de Matosinhos).

$$Q = m_{\text{pro.topo}} \times cp_{\text{Pr od.Topo}} \times \Delta T$$

$$Q = \frac{5935}{3600} (\text{kg} / \text{s}) \times 2937 (\text{J} / \text{kg} \text{ K}) \times (73,0 - 30) = 208204,7 \text{ J} / \text{s}$$

Portanto temos que remover 208204,7 J/s, em seguida calcula-se qual o caudal de água necessário para remover esse calor.

$$Q = m_{\text{água}} \times cp_{\text{água}} \times \Delta T$$

$$208204,7 (\text{J} / \text{s}) = m_{\text{água}} \times 4180 (\text{J} / \text{kg} \text{ K}) \times (40 - 20) \Leftrightarrow m_{\text{água}} = 2,49 \text{ kg} / \text{s} \Leftrightarrow 215,2 \text{ ton} / \text{dia} \Leftrightarrow 215,2 \text{ m}^3 / \text{dia}$$

De seguida apresenta-se os cálculos para a determinação da potência térmica envolvida no permutador E-3377, para arrefecimento do produto de cauda obtido na simulação da

gasolina leve proveniente da mistura das unidades 3000 e 1200. O calor específico do produto de cauda é fornecido pelo simulador.

$$Q = m_{\text{Prod.Cauda}} \times cp_{\text{Prod.Cauda}} \times \Delta T$$

$$Q = \frac{22150}{3600} (\text{kg} / \text{s}) \times 2937 (\text{J} / \text{kg} \text{ K}) \times (100,7 - 40) = 1096891,9 \text{ J} / \text{s}$$

Portanto temos que remover 1096891,9 J/s.

Relativamente á tensão de vapor do produto de topo, na tabela C.1 e figura C.1 apresenta-se a variação da tensão de vapor com a temperatura da corrente de topo resultante.

Tabela C1 – Variação da tensão de vapor do produto de topo, com a temperatura.

Temperatura (°C)	Tensão de vapor (bar)
27,9	1,0
67,7	3,4
89,4	5,7
111,7	9,2
135,4	14,5
160,2	22,2
168,4	25,3
175,8	28,3
182,7	31,4
184,8	32,5

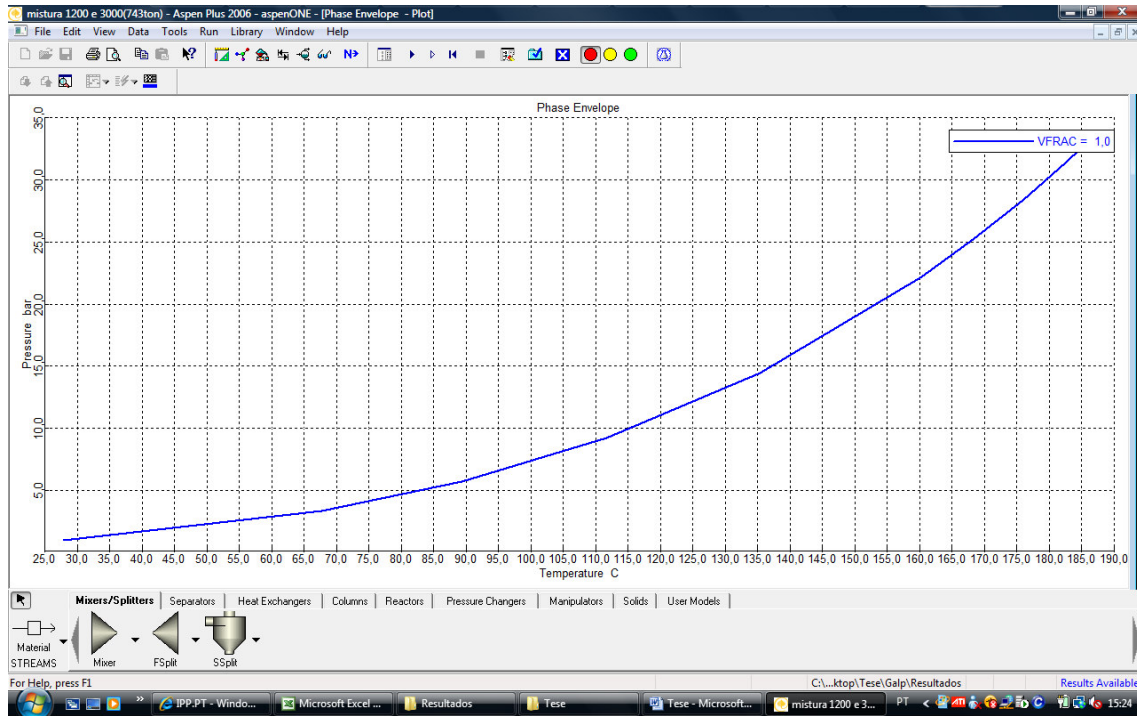


Figura C.1 – Variação da tensão de vapor do produto de topo, com a temperatura.

Anexo D – Determinação da capacidade do tanque de armazenamento

Nas tabelas D.1 e D.2, encontram-se os resultados da simulação do maior caudal de gasolina leve produzido na Refinaria de Matosinhos no ano de 2008, para o dimensionamento do tanque de armazenamento.

Tabela D.1 – Resultados da simulação para 883 short tons/day de gasolina leve proveniente da unidade 3000, para dimensionamento do tanque de armazenamento.

	Alimentação	Produto de Topo	Produto de Cauda
Temperatura (°C)	20,0	73,5	95,8
Pressão (bar)	4,5	4,0	4,2
Caudal molar (kmol/h)	439,6	131,9	307,7
Caudal mássico (kg/h)	33376,8	9479,0	23897,8
Caudal Volumétrico (m ³ /h)	52,0	16,8	42,0

Tabela D.2 – Composição das correntes da simulação para 883 short tons/day de gasolina leve proveniente da unidade 3000, para dimensionamento do tanque de armazenamento.

Caudal molar (kmol/h)			
Composto	Alimentação	Produto de Topo	Produto de Cauda
isopentano	127,5	119,6	7,9
pentano	180,0	10,0	170,0
ciclopentano	7,56	-----	7,56
2-metilpentano	33,3	-----	33,3
hexano	44,0	-----	44,0
benzeno	7,11	-----	7,11
2-metilhexano	0,89	-----	0,89
heptano	-----	-----	-----

Tabela D.2 – (continuação)

tolueno	-----	-----	-----
2-metilheptano	-----	-----	-----
nonano	0,89	-----	0,89
isobutano	0,89	0,89	-----
2,2-metilbutano	3,11	-----	3,11
2,3-metilbutano	5,78	-----	5,78
3-metilpentano	16,8	-----	16,8
2,3-metilpentano	0,44	-----	0,44
metilciclopentano	8,89	-----	8,89
2,4-metilpentano	0,44	-----	0,44
3,3-metilpentano	-----	-----	-----
3-metilhexano	0,44	-----	0,44
propano	0,44	0,44	-----
butano	0,89	0,89	-----

Através do caudal de produto de topo obtido na simulação, dimensionou-se o tanque multiplicando esse valor (16,8 m³/h) por quinze dias, obtendo um valor aproximado de 6100m³.

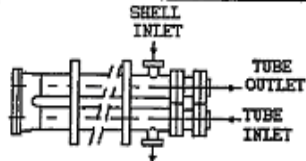
Anexo E – Fichas de especificação dos equipamentos

• **Condensador (aero-arrefecedor) E-3371**

Rev A	DATE	BY	CHECK	FILE	0	AIR COOLED HEAT EXCHANGER	GEA - BTT
B				98207A	21459	***** version 0.4a	BATIGNOLLES Technologies Thermiques
C	06/07/99	NG		ITEM	Customer	: FOSTER WHEELER FRANCE	32 bis Bd Haussmann - F 75009 PARIS
D				E-3371	Plant Location	: PORTO, PORTUGAL	Tel : (33)1.55.33.53.80
E					Service	: OVERHEAD CONDENSER	Fax : (33)1.55.33.53.81
No of Units : 1						No of Bay/Unit : 2	CONSTRUCTION
Selection : 528-30. 6 Type: 2 IPCS						Draft : Induced	*****
Surface/Unit.....Finned:						16409. m2	2 Design/Test Pressure : 3.5 / 5.3 BAR Eff.
.....Bare Tube:						707. m2	3 Design Temperature : 105. °C
Total Heat Exchanged / MTD : 709000x1.100kcal/h/ 20.5°C							4 Construction Code : ASME VIII DIV.1 + API 661
OVERALL HEAT TRANSFER RATE :							5 BUNDLES HEADERS
Finned Tube : 23.14 kcal/h.m2.°C							6 Size : 2.64 m x 9.3 m Type : PLUG
Bare Tube , Service : 537.30 "							7 No/Bay : 2 No Passes: 4 Split : NO
Bare Tube , Clean : 616.81 "							8 No TOTAL : 4 Pass Pattern: 4R2P+2R2P
							9 No Tube Rows: 6 Nozzles In/Out : 2x 8"/1x 8"
							10 Frame : CARBON STEEL Rating : ANSI 150.LB RF
							11 Slope : 1% on last pass Tube/Tubesheet : EXPANDED
TUBE SIDE DATA							12 Header Mat. : A516-GR.60 235
Fluid Circulated : HC							13 Material : A214 Gasket Mat. : SOFT IRON
Total Fluid Entering : 74836.0 x 1.100 kg/h							14 Type : WELDED Plug Mat. : A105
Temperature : IN 79.1 OUT 48.1 °C							15 Diameter : 25.40 mm Corrosion Allowance : 3.000 mm
Vapor : 82319.6 kg/h							16 Thickness : 2.108 mm min. TI/PI Connect. : YES / YES
Liquid : 82319.6 "							17 No/Bundle : 246 Total: 984 MISCELLANEOUS
Steam : "							18 Length : 9.000 m Structure : STD 1.0m STEEL
Water : "							19 Tri. Pitch: 63.50 mm Louvers : NO
Noncondensable : "							20 PINS
Vapor Mol.Wt. : 77.2							21 Material : ALUMINIUM Fan Guards : STEEL
Viscosity V/L : 0.008/ / 0.200cP							22 Diameter : 57.15 mm Vibr.Switch: EEXd IICt6
Density V/L : 5.832/ / 610.0kg/m3							23 No/Meter : 433 Steam Coils: NO
Specif. Heat V/L : 0.460/ /0.570 kcal/kg.°C							24 Type : FOOTED L (KNURLED)
Thermal Conduct V/L : 0.016/ /0.090 kcal/m.h.°C							25
Latent Heat : 79.0 kcal/kg							26 No/Bay : 2 MECHANICAL EQUIPMENT No TOTAL : 4
Pressure In : 2.50 BAR Abs.							27 *****
Pressure Drop Allow./Calc. : 0.600 / 0.574 BAR							28 FANS MOTORS
Fouling Resistance : 0.00020 m2.h.°C/kcal							29 Model : COFIMCO 36N/25MT Type: ELECTRIC EEXd IICt4
AIR SIDE DATA							30 Blades : 4 ALUMINIUM RPM : 1500 RPM
Total Air Quantity : 279.1 m3/s(20°C,1 atm.)							31 kW / Fan : 19.1 kW kW / Motor : 30.0 kW
Air Quantity Per Fan : 79.0 m3/s							32 Tip Speed : 42.5 m/s Specials : 400-3-50
Face Velocity : 2.95 m/s							33 Diameter : 3.66 m SPEED REDUCER
Temperature In/Out : 32.4/ 59.3 °C							34 Pitch : MANUAL. ADJUSTABLE Type: TOOTHED BELTS
Actual Static Pressure : 15.510 mm water							35 Pitch Angle : # 12.2 ° Ratio : 1470/222 = 6.62
Altitude : 16. m							36 Hub Mat. : STEEL Pulley Material : CAST IRON
SPL at 1 meter above fan ring: 85 dB(A) (2)							37
(2)With all fans of this item operating.							38 (1) MDMT = -4.5 °C
Weight Empty/ Full of Water : 42100./ 46100. kg/Unit							39 (3)50% VSDS provided.
							40
							41
							42
							43
							44
							45
							46
							47
							48
							49
							50

• Permutador E-3374

Rev		BROWN PINTUBE FRANCE S.A. - HAWON PINTECH			
		HEAT EXCHANGER DATA SHEET			
2	1	Quotation Nr.:	D.89.051	Order N°:	TF 110006
3		Customer:	FOSTER WHEELER FRANCE	Reference N°:	cas1
4		End user:	PETROGAL	Site:	PORTO
5		Unit:	Platformate Splitter		
6	1	Service of the unit:	Light Platformate Cooler	Item Nr.:	EA-3374
7		Type of section:	H100 E0B0 069	Required Nr.:	1
8		Arrangement:	Shell 1 Parallel x 1 Series	surf/sect	27.8 m²
9		Tube	1 Parallel x 1 Series	Total surface:	27.8 m²
10		PERFORMANCE DATA		SHELLSIDE	TUBESIDE
11		Fluid circulated:		HC Light Platformate	Cooling Water
12		Total fluid entering	kg/h	10 000	6 302
13				Inlet / Outlet	Inlet / Outlet
14		Liquid: HC, other	kg/h	10 000 / 10 000	
15		Liquid: H2O	kg/h		6 302 / 6 302
16		Vapor: HC, other	kg/h		
17		Vapor: H2O	kg/h		
18		Vapor: Non condensable	kg/h		
19		Temperature	°C	48.1 / 38	29 / 30
20		Inlet Pressure	Bar g	5.5	4.5
21		Pressure drops: Allowed / calculated	Bar	0.7 / 0.6	0.6 / 0.15
22		Fouling resistance	h.°C.m²/kcal	0.0002	0.0004
23		Overdesign: surface			
24		Liquid: Molecular weight			
25		Liquid: Density	kg/m³	613.7 / 624.2	994.6 / 991.3
26		Liquid: Viscosity	cP	0.2 / 0.23	0.824 / 0.889
27		Liquid: Specific heat	kcal/kg.°C	0.569 / 0.554	1
28		Liquid: Thermal conductivity	kcal/h.m.°C	0.09 / 0.093	0.543
29		Vapor: molecular weight			
30		Vapor: Density	kg/m³		
31		Vapor: Viscosity	cP		
32		Vapor: Specific heat	kcal/kg.°C		
33		Vapor: Thermal conductivity	kcal/h.m.°C		
34		Latent heat	kcal/kg		
35		Bubble point / dew point	°C		
36		Velocity	m/s	1.4	1
37		Duty	kcal/h	Corrected LMTD:	9.54 °C
38		Transfer rate - service:	214.9		
39		Design / Test Pressure	Bar g	13 / code	7 / code
40		Design Temperature	°C	75	65
41		Corrosion Allowance	mm	3	3 Except tubes
42		Shell: Ext. diam.:	114.3 (4")	Thickness: 6.02 (SCH 40)	Material: SA 106B
43		Tube: Ext. diam.:	22.2 (7/8")	Thickness: 2.11 (BWG 14 min.)	Material: SA 179
44		Nb of tubes required:	7 "U" - Nominal length:	7015 (23 ft)	Pitch: Triang.
45		Fins: Nb / tube:	20 Height: 5.3 mm	Thickness: 0.9 mm	Mat1: C,Steel
46		Baffles: Type:	Longitudinal strip	Pitch:	Mat1: C,Steel
47		Head closure:	SEPARATED		
48		Gaskets: Head:	shellside: soft iron	tubeside: Spiral wound	-Graphite
49		Return bend housing:	Graphite with langed SS insert		
50		Connections: Shell: Inlet:	3"	Outlet: 3"	Class: 150W Type: WN-RF
51		: Tube: Inlet:	2"	Outlet: 2"	Class: N/A Type: (A)
52		Applicable Code:	ASME VIII Div.1 without "U" stamp	Approx. net weight:	800 kg
53		X Ray Exam.: Shell:	10%	Tube: 10%	Stress relief: Shell: no Tube: no
54		Approx. dimensions: Length x width x height:	7543 x 254 x 552 mm		
55		REMARKS			
56		(A): Welding end connections			
57					
58					
59					
60					
61					
62					



• **Permutador (aero-arrefecedor) E-3377**

Rev	DATE	BY	CHECK	FILE	0	AIR COOLED HEAT EXCHANGER	GEA - BTT
A				98207A	21459	***** version 2.4a	BATIGNOLLES Technologies Thermiques
B							*****
C	06/07/99	NG		ITEM		Customer : FOSTER WHEELER FRANCE	32 bis Bd Haussmann - F 75009 PARIS
D				E-3377		Plant Location : PORTO, PORTUGAL	Tel : (33)1.55.33.53.80
E						Service : PLATFORMATE COOLER	Fax : (33)1.55.33.53.91
No of Units : 1 No of Bay/Unit : 1						CONSTRUCTION	
Selection : 248-30. 4 Type: 2 IPCS Draft : Induced						*****	
Surface/Unit.....Finned: 2401. m2						Design/Test Pressure : 14.0 / 21.0 BAR Eff.	
.....Bare Tube: 103. m2						Design Temperature : 120. °C	
Total Heat Exchanged / MTD : 880000 kcal/h/ 19.2°C						Construction Code : ASME VIII DIV.1 + API 661	
OVERALL HEAT TRANSFER RATE :						BUNDLES HEADERS	
Finned Tube : 19.07 kcal/h.m2.°C						Size : 2.48 m x 9.3 m Type : PLUG	
Bare Tube , Service : 442.81 "						No/Bay : 1 No Passes: 6 Split : NO	
Bare Tube , Clean : 526.74 "						No TOTAL : 1 Pass Pattern: 2X(3P/2R)	
TUBE SIDE DATA						No Tube Rows: 4 Nozzles In/Out : 1x 4"/1x 4"	
Fluid Circulated : HC						Frame : CARBON STEEL Rating : ANSI 300.LB RF	
Total Fluid Entering : 36167.0 kg/h						Slope : 1% on bundle Tube/Tubesheet : EXPANDED	
Temperature : 91.9 IN 38.0 OUT °C						Header Mat. : A516-GR.60 Z35	
Vapor : 36167.0 36167.0 kg/h						Gasket Mat. : SOFT IRON	
Liquid : " "						Plug Mat. : A105	
Steam : " "						Corrosion Allowance : 3.000 mm	
Water : " "						TI/PI Connect.: YES / YES	
Noncondensable : " "						MISCELLANEOUS	
Vapor Mol.Wt. : " "						Structure : STD 1.0m STEEL	
Viscosity V/L : / 0.310 / 0.530cP						Louvers : AUTOM. 100% ALUM.	
Density V/L : / 786.0 / 832.0kg/m3						Walkways : HEADER STEEL	
Specif. Heat V/L : /0.475 /0.422 kcal/kg.°C						Fan Guards : STEEL	
Thermal Conduct V/L : /0.096 /0.108 kcal/m.h.°C						Vibr.Switch: EExd IICT6	
Latent Heat : kcal/kg						Steam Coils: NO	
Pressure In : 8.81 BAR Abs.						MECHANICAL EQUIPMENT No TOTAL : 2	
Pressure Drop Allow./Calc. : 0.700 / 0.699 BAR						*****	
Fouling Resistance : 0.00030 m2.h.°C/kcal						FANS MOTORS	
AIR SIDE DATA						Model : COFIMCO 19L/22MT Type: ELECTRIC EExd IICT4	
Total Air Quantity : 63.2 m3/s(20°C,1 atm.)						Blades : 4 ALUMINIUM RPM : 1500 RPM	
Air Quantity Per Fan : 34.4 m3/s						kW / Fan : 6.6 kW kW / Motor : 11.0 kW	
Face Velocity : 3.00 m/s						Tip Speed : 56.4 m/s Specials : 400-3-50	
Temperature In/Out : 32.4/ 45.8 °C						Diameter : 2.44 m SPEED REDUCER	
Actual Static Pressure : 10.620 mm water						Pitch : MANUAL. ADJUSTABLE Type: TOOTHED BELTS	
Altitude : 16. m						Pitch Angle : # 2.1 ° Ratio : 1455/442 = 3.29	
SPL at 1 meter above fan ring: 85 dB(A) (2)						Hub Mat. : STEEL Pulley Material : CAST IRON	
(2)With all fans of this item operating.						(1) MDMT = -4.5 °C	
Weight Empty/ Full of Water : 9800./ 10400. kg/Unit							