

Dissertação realizada no âmbito do Mestrado em Engenharia Química

Ramo Otimização Energética na Indústria Química

**INTEGRAÇÃO ENERGÉTICA DA UNIDADE DE PRÉ-DESTILAÇÃO U-0100 DA FÁBRICA
DE AROMÁTICOS**

Mónica Simone Matos Vieira

Novembro 2014

Orientador do ISEP: Doutora Paula Neto

Orientador da empresa: Engenheiro João Amorim

Agradecimentos

A concretização deste trabalho não seria possível sem a contribuição de várias pessoas, em diferentes momentos da dissertação. Desde já agradeço a todas elas que contribuíram direta ou indiretamente, não podendo deixar de destacar:

O Engenheiro Nuno Miranda, pela orientação e pela disponibilidade demonstrada durante o esclarecimento de dúvidas, numa fase inicial do estágio.

À Galp Energia e principalmente ao Engenheiro João Amorim, pela oportunidade da realização do estágio de final de curso nas suas instalações, contribuindo assim para o meu crescimento profissional.

Gostaria também de agradecer ao Eng^o Fernando Borges e à Eng.^a Cláudia Silva pela disponibilidade imediata em ajudar, pelos conhecimentos partilhados, pela receptividade acolhedora e principalmente pela boa disposição partilhada em ambiente de trabalho.

Um profundo agradecimento à minha orientadora e co-orientadora do ISEP, Doutora Paula Neto e Doutora Anabela Guedes pela orientação, disponibilidade imediata, apoio, muito incentivo e boa disposição.

À Doutora Teresa Esteves e ao Doutor Gilberto Pinto que apesar de não serem parte integrante do estágio se prontificaram sempre a contribuir com informação relevante para o mesmo.

A todos os meus colegas de curso e amigos que me acompanharam ao longo desta etapa da minha vida, sempre compreensivos e pacientes. De certa forma todos contribuíram para o meu crescimento pessoal e profissional, quer pelo conhecimento técnico partilhado quer por todo o companheirismo demonstrado.

À minha família pela extrema paciência e apoio incondicional em todos os objetivos traçados por mim desde o início da minha vida académica.

Por último e não menos importante agradeço ao meu namorado, Bruno Rebelo. Um sincero obrigado pela motivação e incentivo contínuo em lutar sempre por aquilo em que acredito e ambiciono. Agradeço-te o apoio que me tens dado, ao longo destes anos, em todas as minhas decisões, juntamente com o carinho, dedicação, compreensão e acima de tudo companheirismo e amizade.

Sumário

A presente dissertação foi realizada no âmbito do Mestrado em Engenharia Química no ramo de Otimização Energética na Indústria Química, do Instituto Superior de Engenharia do Porto. O estudo energético foi desenvolvido na empresa Petrogal, S.A, na Refinaria de Matosinhos, avaliando a possível racionalização energética do processo existente na Fábrica de Aromáticos.

Os objetivos propostos basearam-se na realização de uma integração energética à unidade de pré-destilação, denominada por U-0100, que se encontra instalada na Fábrica de Aromáticos. Pretende-se, de uma forma geral, o reaproveitamento máximo da energia do processo, diminuindo o recurso a utilidades externas. Para tal recorreu-se à metodologia da análise do ponto de estrangulamento, designada por tecnologia *Pinch*.

Numa primeira fase da otimização foi necessário conhecer todo o processo em causa e os conceitos associados à tecnologia aplicada. Após contactar com o processo procedeu-se ao levantamento energético do mesmo, referente ao ano 2013. Nesta etapa foram recolhidos todos os dados considerados relevantes para a quantificação energética das correntes e das utilidades empregues. Depois da recolha efetuou-se a integração energética estabelecendo um ΔT_{\min} ótimo para o processo de 5°C, após uma prévia análise da influência deste parâmetro sobre os consumos.

Constatou-se que atualmente o processo de separação opera com uma taxa de recuperação energética de 16,8% da energia total, sendo a restante energia introduzida por utilidades externas.

Com a análise do ponto de estrangulamento concluiu-se que a unidade de pré - destilação U-0100 se encontra integrada energeticamente, não sendo essencial proceder a qualquer modificação à mesma.

No entanto sugere-se como trabalho futuro um estudo técnico e económico da implementação de um pré-aquecedor de ar, necessário ao processo de combustão que se dá na fornalha H-0101. Isto tendo em vista o reaproveitamento máximo da corrente, gases de combustão, que é desperdiçada para o meio ambiente.

Abstract

This dissertation was performed in the context of the Master in Chemical Engineering in the field of Energetic Optimization of Chemical Industry. Studies were conducted in Petrogal, S.A, Matosinhos Refinery, in the Aromatic Factory.

Considering the possibility of process optimization of a pre distillation unit, named U-0100, an energetic evaluation was done here.

The main goal of the study was to recycle, as much as possible, the energy that is involved in the process, to reduce the use of external utilities. For this, the Pinch technology was applied.

In the first stage of optimization, it was necessary to understand the process as well as the technology. It included energetic data collection from 2013. The following step was the heat integration process, considering a ΔT_{\min} of 5°C.

It was found out that 16,8% of the energy that is used in the pre-distillation unit, U-0100, comes from the existing energy among streams, while the remaining is introduced by external utilities.

In a general way we can conclude that the process is optimized, not being essential to carry out any remodeling. However it is suggested as future work the technical and economic study of the implementation of an air preheater, necessary for the combustion process, which takes place in the furnace H-0101. This study should include the exhaust gases stream in order to maximize its energy reuse, instead of wasting it to atmosphere.

Índice Geral

1	Introdução	1
1.1	Refinaria de Matosinhos	1
1.2	Descrição da Fábrica de Aromáticos	3
1.3	Objetivos do trabalho	6
1.4	Organização e temas abordados	8
2	A Integração Energética	11
2.1	Panorama energético	12
2.2	Conceito de Ponto de Estrangulamento de Energia	15
2.3	Objetivos da Análise <i>Pinch</i>	18
2.3.1	Consumo mínimo de energia	19
2.3.2	Número Mínimo de Unidades de Transferência de Calor	25
2.3.3	Área Mínima de Transferência de Calor	26
2.3.4	Minimização do Custo Total	28
2.4	Rede de Permutadores de Calor (RPC)	30
2.5	Limitações à Integração Energética	32
3	Descrição da Unidade de Pré - Destilação U-0100	33
3.1	Colunas de Destilação	33
3.2	Fornalha H-0101	37
3.3	Torres de argila R-0151 A/B	37
3.4	Permutadores de calor	38
3.5	Acumuladores	40
3.6	Diagrama Processual da Unidade U-0100	41
4	Levantamento Energético à Unidade U-0100	45
4.1	Identificação das correntes	45
4.2	Análise energética das correntes	46
4.3	Sistema de utilidades do processo	51
5	Integração Energética à Unidade U-0100	61
5.1	Consumo mínimo de energia térmica pelo processo integrado	61
5.2	Escolha das utilidades para o processo integrado	68
5.3	Estimativa do número mínimo de unidades de transferência de calor	71
5.4	Construção da rede de permutadores de calor (RPC)	71
6	Análise de Viabilidade Técnica	77
7	Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros	83
	Referências Bibliográficas	85
	Anexos	87
A.	Resultados Experimentais	89

A.1	Condições operatórias das correntes selecionadas	89
A.2	Condições operatórias das correntes de aquecimento das colunas T-0101 e T-0102	90
A.3	Composição química da corrente de reformado, das correntes de topo das colunas T-0101 e T-0103 e da corrente de fundo da coluna T-0103	91
A.4	Propriedades dos compostos orgânicos	92
A.5	Dados experimentais associados às utilidades disponíveis no processo	93
B.	Resultados Calculados	97
B.1	Composição mássica de todas as correntes processuais	97
B.2	Calor sensível e calor latente de condensação/vaporização das correntes selecionadas	102
B.3	Calor sensível e calor latente de condensação das correntes de aquecimento das colunas T-0101 e T-0102	108
B.4	Calor transferido anualmente pelas correntes no processo atual	110
B.5	Calor transferido anualmente pelas utilidades disponíveis no processo atual	111
C.	Exemplos de Cálculo	113
C.1	Balanços de massa à unidade U-0100	113
C.2	Determinação da composição mássica das correntes processuais	116
C.3	Determinação do calor sensível das correntes selecionadas	120
C.4	Determinação da energia térmica resultante da vaporização/condensação das correntes selecionadas	126
C.5	Determinação do calor sensível e calor latente de condensação das correntes de aquecimento das colunas T-0101 e T-0102	130
C.6	Determinação da energia envolvida no processo atual	131
C.7	Determinação da energia despendida anualmente pelas utilidades do processo	132
C.8	Determinação da rede de permutadores de calor para a unidade U-0100 (RPC)	139

Índice de Figuras

Figura 1.1 - Vista Parcial da Refinaria de Matosinhos (Galp Energia, 2012).....	2
Figura 1.2 - Configuração da refinaria, incluindo todas as atividades subjacentes.	3
Figura 1.3 - Disposição e interligação das unidades existentes na Fábrica de Aromáticos (Galp Energia, 2014).	6
Figura 2.1 - Consumo de energia primária em Portugal, por tipo de fonte energética desde 2008 a 2012.	13
Figura 2.2 – Comparação do consumo de energia primária entre Portugal e a UE no ano de 2011.....	13
Figura 2.3 - Dependência energética nacional e na UE em diferentes anos.....	14
Figura 2.4 - Consumo de energia primária em Portugal, por sector desde 2008 a 2012.....	15
Figura 2.5 - Comparação do consumo de energia primária por sector, entre Portugal e UE, em 2011.	15
Figura 2.6 - Representação dos perfis de temperatura entre duas correntes em co-corrente, quente e fria, com ΔT_{\min} evidenciado (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).	17
Figura 2.7 - Representação do efeito da minimização de utilidades, recorrendo a Integração Energética (Canmet Energy Centre-Varenes, 2003).	18
Figura 2.8 - Exemplificação gráfica da construção da curva composta quente (b), a partir das correntes quentes (a) (Ian, 2007).	19
Figura 2.9 - Representação gráfica da curva composta do processo.	20
Figura 2.10 - Regiões distintas da curva composta do processo	21
Figura 2.11 - Exemplificação das etapas de construção da curva composta global (Beninca, 2008).....	22
Figura 2.12 - Exemplificação da elaboração da cascata de calor (Ian, 2007).	23
Figura 2.13 - Representação da transferência de calor acima e abaixo do PE (a) e entre o PE (b) (Ian, 2007).....	26
Figura 2.14 - Representação da curva composta balanceada (Gomes, 2012).	27
Figura 2.15 – Representação gráfica dos custos de equipamento, energéticos e totais (March, 1998).....	30
Figura 2.16 - Princípios a seguir na construção da rede de permutadores de calor, acima do PE (Gomes, 2012).....	31
Figura 2.17 - Princípios a seguir na construção da rede de permutadores de calor, abaixo do PE (Gomes, 2012).....	31
Figura 3.1 – Representação das etapas processuais da primeira coluna da unidade, T-0101.	34

Figura 3.2 - Representação das etapas processuais da segunda coluna da unidade, T-0102.	35
Figura 3.3 - Representação das etapas processuais da terceira coluna da unidade, T- 0103.	36
Figura 3.4 – Representação do funcionamento normal da fornalha H-0101.	37
Figura 3.5 - Representação do processo de tratamento em torres de argila.....	38
Figura 3.6 – Aero-arrefecedores por circulação induzida (esquerda) e forçada (direita).	39
Figura 3.7 – Tipologias de permutadores de carcaça e tubos utilizados na unidade U0100 (Ian, 2007).....	40
Figura 3.8 - Tipologias de acumuladores utilizados na unidade U-0100.	41
Figura 3.9 - Diagrama Processual da Unidade U-0100.....	43
Figura 4.1 – Variação energética anual das correntes quentes e frias do processo.	48
Figura 4.2 – Distribuição da energia térmica anual envolvida no processo.....	49
Figura 4.3 – Distribuição da energia fornecida anualmente para o aquecimento das colunas.	50
Figura 4.4 – Energia transferida anualmente pela corrente de vapor e de xilenos para as colunas T-0101 e T-0102.	51
Figura 4.5 – Consumo mássico mensal de fuel óleo e fuel gás, na fornalha H-0101 no ano 2013.....	52
Figura 4.6 - Consumo mássico mensal de água de arrefecimento, no ano 2013.....	54
Figura 4.7 - Consumo mensal de energia elétrica da unidade U-0100, no ano 2013.....	55
Figura 4.8 - Distribuição da energia elétrica consumida na unidade U-0100.	56
Figura 4.9 - Energia transferida anualmente por cada utilidade fria e quente.	57
Figura 4.10 - Distribuição da energia térmica, transferida anualmente pelas utilidades disponíveis na unidade U-0100, no ano 2013.....	58
Figura 4.11 – Eficiência média da fornalha H-0101, da unidade U-0100 no ano 2013.....	59
Figura 5.1 – Representação da curva composta do processo, para um ΔT_{min} de 5°C.	63
Figura 5.2 - Representação da cascata de calor do processo, para um ΔT_{min} de 5°C.....	66
Figura 5.3 – Representação dos consumos energéticos da rede inicial e da rede integrada, obtidos pela cascata de calor.	68
Figura 5.4 – Representação da curva composta global do processo para um ΔT_{min} de 5 °C.69	
Figura 5.5 - Representação gráfica da rede de permutadores de calor (RPC) do processo integrado, para um ΔT_{min} de 5°C.....	73
Figura 5.6 – Energia transferida anualmente em cada permutador de calor da RPC, para um ΔT_{min} de 5°C.	75
Figura 6.1 - Diagrama processual da unidade U-0100 integrada energeticamente.....	79

Figura 6.2 – Representação do funcionamento da fornalha com um pré-aquecedor de ar para a combustão.....	81
Figura 6.3 – Representação esquemática de um pré-aquecedor de ar com gases de combustão.....	82

Índice de Tabelas

Tabela 4.1 - Energia envolvida anualmente no processo, transferida pelas correntes quentes e frias.	49
Tabela 4.2 – Consumos mássicos anuais das utilidades quentes e frias na unidade U-0100.	54
Tabela 4.3 – Consumo anual de energia elétrica da unidade U-0100, no ano 2013.	56
Tabela 4.4 – Consumo anual de utilidades, frias e quentes, pelo processo atual.	58
Tabela 5.1 – Condições térmicas das correntes selecionadas para a realização da integração energética à unidade U-0100.	62
Tabela 5.2 – Comparação dos valores obtidos pela curva composta e pela cascata de calor, com os dados reais do processo.	67
Tabela A.1- Valores médios mensais dos caudais mássicos diários das correntes do processo.	89
Tabela A.2 – Valores médios mensais das temperaturas iniciais das correntes do processo.	90
Tabela A.3 - Valores médios mensais das temperaturas finais das correntes do processo.	90
Tabela A.4 - Condições operatórias médias das correntes de aquecimento das colunas T-0101 e T-0102, para cada mês.	91
Tabela A.5 - Composição mássica da corrente de reformado (1), da corrente de topo da coluna	92
Tabela A.6 - Propriedades físicas dos compostos orgânicos existentes nas correntes processuais.	93
Tabela A.7 - Valores mensais dos consumos mássicos de utilidades disponíveis no processo, no ano 2013.	94
Tabela A.8 – Valores médios mensais do poder calorífico inferior, referente ao fuel óleo e fuel gás utilizado pela FAR, no ano 2013.	94
Tabela A.9 - Dados de projeto referentes às potências elétricas dos aero-arrefecedores, existentes na unidade U-0100.	94
Tabela A.10 – Valores mensais dos consumos de energia elétrica por parte da unidade U-0100, registados no ano 2013.	95
Tabela B.1 - Caudal mássico dos componentes orgânicos presentes na corrente de reformado (1), corrente de topo da coluna T-0101 (3), corrente de topo (11) e fundo da coluna T-0103 (14).	97
Tabela B.2- Caudal mássico dos componentes orgânicos presentes na corrente de fundo da coluna T-0101 (5), nas correntes de topo (7) e de fundo da coluna T-0102 (9).	98
Tabela B.3 - Composição aproximada dos compostos não aromáticos no reformado.	99

Tabela B.4 - Caudal mássico dos compostos orgânicos presentes na corrente de reformado (1), nas correntes de topo (3) e fundo (5) da coluna T-0101, nas correntes de topo (7) e fundo (9) da coluna T-0102 e nas correntes de topo (11) e fundo (14) da coluna T-0103.	100
Tabela B.5 - Composição mássica dos compostos orgânicos presentes na corrente de reformado (1), nas correntes de topo (2 e 3) e fundo (5) da coluna	101
Tabela B.6 - Propriedades físicas das substâncias orgânicas puras, obtidas analiticamente.	102
Tabela B.7 - Capacidade calorífica média e energia sensível da corrente de reformado (1).	103
Tabela B.8 - Capacidade calorífica média e energia sensível da corrente de topo da coluna T-0103 (12) rumo à unidade U-0400.	103
Tabela B.9 - Capacidade calorífica média e energia sensível da corrente de fundo da coluna T-0103 (14) rumo à unidade U-0500.	104
Tabela B.10 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de topo da coluna T-0101, de refluxo (2).	105
Tabela B.11 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de topo da coluna T-0101, rumo à pool de gasolinas (3).	105
Tabela B.12 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de vaporização da corrente de fundo da coluna T-0103, alimentação da fornalha (15).	105
Tabela B.13 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de topo da coluna T-0102, de refluxo (6).	106
Tabela B.14 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de topo da coluna T-0102, rumo à unidade U-0200 (7).	106
Tabela B.15 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de topo da coluna T-0103, de refluxo (10).	107
Tabela B.16 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de topo da coluna T-0103 (11).	107
Tabela B.17 - Energia sensível e calor latente de condensação da corrente de vapor utilizada na coluna T-0101 e T-0102.	108
Tabela B.18 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de xilenos que efetua o aquecimento da coluna T-0101.	109
Tabela B.19 - Capacidade calorífica média, energia sensível e energia de condensação da corrente de xilenos que efetua o aquecimento da coluna T-0102.	109
Tabela B.20 - Energia anual requerida pelas correntes 4 e 8 do processo, proveniente da corrente de vapor e da corrente de xilenos.	110

Tabela B.21 - Valores obtidos da energia transferida anualmente pelas correntes quentes e frias do processo.....	110
Tabela B.22 - Calor transferido anualmente nos aero-arrefecedores e nos permutadores, que utilizam água como fluido de arrefecimento, no ano 2013.	111
Tabela B.23 - Consumos energéticos anuais de utilidades quentes e frias do processo, no ano 2013.....	111

Lista de abreviaturas

Abr	Abril
Ago	Agosto
Arom.	Aromáticos
BEM	Permutador de Carcaça e Tubos de Placa de Tubos Fixa
BES	Permutador de Carcaça e Tubos de Cabeça Flutuante
Corr.	Correntes
EA	Aero-arrefecedor
FAR	Fábrica dos Aromáticos
FCO	Fábrica dos Combustíveis
Fev	Fevereiro
FG	Fuel Gás
FLU	Fábrica de Lubrificantes
FOB	Fábrica dos Óleos Base
FUT	Fábrica de Utilidades
GNIP	Grupo Nacional de Integração de Processos
INE	Instituto Nacional de Estatística
Jan	Janeiro
Jul	Julho
Jun	Junho
Mar	Março
Não Arom.	Não Aromáticos
Out	Outubro
PE	Ponto de Estrangulamento
RPC	Rede de Permutadores de Calor
Set	Setembro
UE	União Europeia
VMP	Vapor de Média Pressão

Nomenclatura

Símbolo	Descrição	Unidades
$(m/m)_i$	Composição mássica do componente i numa dada mistura	%
ΔT_{\min}	Diferença mínima de temperatura do processo	°C
C_{pF} Mist	Capacidade calorífica média de uma mistura líquida a uma determinada temperatura final	kJ/(kg.K)
C_{p_i} Final	Capacidade calorífica do componente i a uma determinada temperatura final	Btu/(lb.°F), kJ/(kg.K)
C_{p_i} Inicial	Capacidade calorífica do componente i a uma determinada temperatura inicial	Btu/(lb.°F) kJ/(kg.K)
C_{p_i} Mist	Capacidade calorífica média de uma mistura líquida a uma determinada temperatura inicial	kJ/(kg.K)
$C_{p_{Med}}$	Capacidade calorífica média de uma dada corrente líquida	kJ/(kg.K)
$C_{p_{VMP}}$	Capacidade calorífica média do vapor de média pressão	kJ/(kg.K)
D_v	Desvio relativo entre caudais	%
$E_{Comb.i}$	Energia de combustão proveniente do combustível i	GJ/ano
$E_{elétrica}$	Energia elétrica consumida	MWh/ano
$E_{Processo}$	Energia envolvida no processo	GJ/ano
E_{sen}	Energia sensível transferida pelas correntes	kW, GJ/ano
$E_{útil}$	Energia útil proveniente da queima de combustíveis	GJ/ano
G	Densidade relativa de uma dada substância orgânica a 60°F	-
K	Fator de caracterização U.O.P	-
MC_p	Potência térmica transferida por variação de temperatura	kW/°C
m_{entra}	Caudal mássico total que entra no sistema	ton/dia
m_i	Caudal mássico da corrente i	ton/dia
m_k	Caudal mássico do composto orgânico k numa dada corrente	ton/dia
m_{perdas}	Caudal mássico total perdido no sistema	ton/dia
$m_{saí}$	Caudal mássico total que saí do sistema	ton/dia
$M\lambda, E_{Cond,}$	Potência térmica transferida com mudança de fase de uma dada corrente	kW, GJ/ano
E_{Vap}		
N_F	Número de correntes frias	-
N_Q	Número de correntes quentes	-
$^{\circ}API$	Escala hidrométrica que mede a densidade relativa de compostos orgânicos	-

PCI	Poder calorífico inferior	kcal/kg, kJ/kg
$P_{elétrica}$	Potência elétrica	kW
P_m	Percentagem de perdas de massa	%
$Q_n, Q,$ $E_{Transferida}$	Energia transferida entre as correntes	kW, GJ/ano
Q_{P-i}	Calor transferido no permutador de calor i	kW, GJ/ano
Q_{UF}	Calor total transferido pelas utilidades frias para o sistema	kW, GJ/ano
Q_{UQ}	Calor total transferido pelas utilidades quentes para o sistema	kW, GJ/ano
T'_{final}	Temperatura final corrigida de uma dada corrente	°C
$T'_{inicial}$	Temperatura inicial corrigida de uma dada corrente	°C
T'_{PE}	Temperatura corrigida do ponto de estrangulamento	°C
T_b	Temperatura de ebulição normal de uma dada substância pura orgânica	°F, R
T_c	Temperatura crítica de uma dada substância orgânica	°F
T_{final}	Temperatura final de uma dada corrente	°C, °F
$T_{inicial}$	Temperatura inicial de uma dada corrente	°C, °F
T_{qe}	Temperatura do fluido quente à entrada do permutador de calor	°C
T_r	Temperatura reduzida de uma dada substância orgânica	-
T_{rb}	Temperatura reduzida normal de uma dada substância orgânica	-
x_i	Fração mássica do componente i líquido numa dada mistura	-
y_i	Fração mássica do componente i gasoso numa dada mistura	-
η	Eficiência	-
λ_b	Calor latente de vaporização/condensação de uma dada substância pura orgânica à temperatura de ebulição normal	Btu/lb
λ_{Mist}	Calor latente de vaporização/condensação da mistura a uma determinada temperatura T	kJ/kg
λ_T	Calor latente de vaporização/condensação de uma dada substância pura a uma temperatura T	Btu/lb
λ_{VMP}	Calor latente de condensação do vapor de média pressão	kJ/kg

1 Introdução

A realização da presente dissertação visa a aplicação de todos os conhecimentos técnicos e práticos adquiridos ao longo do curso de Engenharia Química, num meio completamente industrial.

Os objetivos propostos pela empresa basearam-se na realização de uma integração energética à unidade de pré-destilação, denominada por U-0100, que se encontra implementada na Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos. Pretende-se, de uma forma geral, o reaproveitamento máximo da energia que entra no processo, diminuindo o recurso de utilidades externas, avaliando numa fase posterior se é possível aumentar essa recuperação energética.

1.1 Refinaria de Matosinhos

O Grupo Galp Energia é constituído por diferentes entidades, sendo elas (Galp Energia, 2014):

- Petróleos de Portugal – Petrogal, S.A
- GDP – Gás de Portugal, SGPS, S.A
- Galp Power, SGPS, S.A
- Galp Energia, S.A

Atualmente é o único grupo integrado de produtos petrolíferos e gás natural em Portugal, com atividades que se estendem desde a exploração e produção de petróleo/gás natural, à refinação e distribuição de produtos petrolíferos, à distribuição e venda de gás natural, bem como à geração de energia elétrica (Galp Energia, 2014).

A Refinaria de Matosinhos é um empreendimento que se encontra inserida na Petrogal, S. A e parte da sua dimensão pode ser visualizada na figura 1.1.

O início da sua construção aconteceu no ano de 1966 e o seu arranque efetivo deu-se apenas três anos mais tarde.

A respetiva refinaria localiza-se no Douro Litoral, nas freguesias de Leça da Palmeira e de Perafita, concelho de Matosinhos. Ocupa uma área de aproximadamente 290 hectares, a noroeste da cidade do Porto e a cerca de 2 km do Terminal de Leixões.



Figura 1.1 - Vista Parcial da Refinaria de Matosinhos (Galp Energia, 2012).

Possui uma boa rede de acessos rodoviários e uma ligação ao terminal de Leixões, realizada por diversos oleodutos, através dos quais se processa a receção de matérias-primas e a expedição de produtos acabados.

Atualmente possui uma capacidade de refinação anual de 5,5 milhões de toneladas de petróleo bruto, produzindo uma gama diversificada de produtos que são posteriormente comercializados para diferentes áreas da indústria, entre eles destacam-se (Galp Energia, 2012):

- Gás de petróleo liquefeito
- Gasolinas
- Nafta
- Jet/Petróleo
- Gasóleos
- Fuéis
- Óleos base
- Óleos lubrificantes
- Parafinas
- Solventes alifáticos e aromáticos, como o benzeno, o tolueno e o xileno.
- Betumes

Para o desenvolvimento e a obtenção dos múltiplos produtos acima enumerados, a refinaria é dividida em cinco fábricas principais: Fábrica dos Combustíveis (FCO); Fábrica dos

Aromáticos (FAR); Fábrica de Lubrificantes (FLU); Fábrica dos Óleos Base (FOB) e a Fábrica de Utilidades (FUT). Todas elas são intituladas de acordo com os tipos de produtos que concebem. A planta da refinaria pode ser observada na figura 1.2, contemplando as divisões mencionadas.

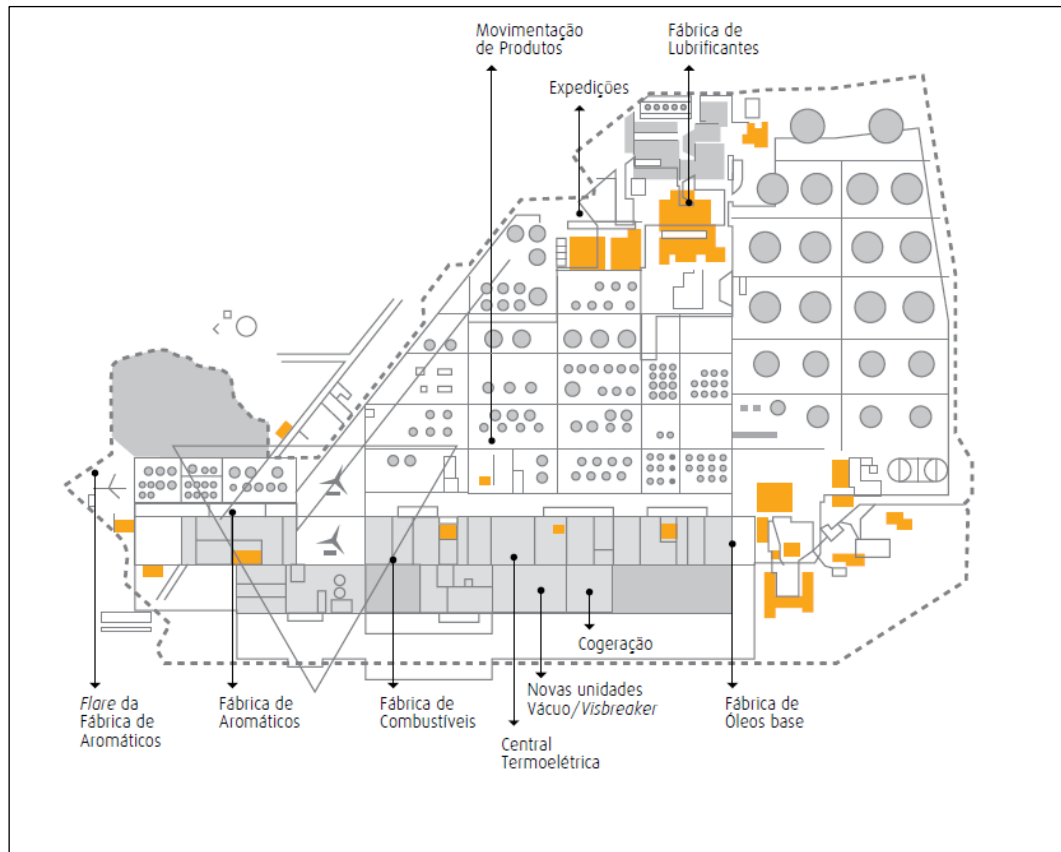


Figura 1.2 - Configuração da refinaria, incluindo todas as atividades subjacentes.

Para além das principais fábricas, referenciadas anteriormente, esta possui também uma zona de movimentação de produtos. Para além disso existem, ao longo da refinaria, complexos laboratoriais que garantem o controlo de qualidade dos produtos intermédios/acabados (Galp Energia, 2012).

Esta dissertação foi realizada na Fábrica de Aromáticos, mais especificamente na sua primeira unidade processual, unidade de pré-destilação U-0100.

1.2 Descrição da Fábrica de Aromáticos

O conteúdo desta seção foi baseado nos manuais fornecidos pela empresa, denominados por “Memória Descritiva - Fábrica de Aromáticos” e “Manual de Operação – Unidade Pré-Destilação U-0100”.

A Fábrica de Aromáticos encontra-se em funcionamento desde Maio de 1981. Inicialmente era uma unidade petroquímica independente de toda a refinaria. O seu funcionamento tem

como objetivo principal a produção de aromáticos de base, que são posteriormente comercializados a outras indústrias de síntese química e de solventes.

Possui uma capacidade de tratamento anual de 850 000 toneladas de matéria-prima e uma produção média de 450 000 toneladas, sendo esta produção praticamente para o mercado externo.

É ainda caracterizada pela obtenção de produtos refinados com uma elevada pureza, em média acima de 99% (m/m). Desses produtos enumeram-se o benzeno, o tolueno, o para-xileno, o orto-xileno e outros solventes.

A principal matéria-prima é constituída por uma corrente de reformado proveniente de duas unidades da Fábrica de Combustíveis. Este pode ser definido como uma mistura de hidrocarbonetos, maioritariamente na gama de C_5 e C_9 , que é enriquecida posteriormente por compostos aromáticos, através de reações “reforming”. Neste tipo de reações os hidrocarbonetos parafínicos e nafténicos são convertidos em isoparafínicos e aromáticos.

Para além da alimentação, recebe também da FUT as diversas utilidades necessárias para o funcionamento de todo o complexo processual, como energia elétrica, vapor de alta, média e baixa pressão, água de arrefecimento e de serviço, ar comprimido para instrumentos e equipamentos, fuel óleo e fuel gás.

A FAR é subdividida em seis unidades processuais, tendo elas objetivos de produção diferentes e conseqüentemente processos de produção também diferentes.

Pré-Destilação U-0100

Separa a principal matéria-prima (reformado) em diferentes cortes, corte C_6/C_7 , C_8 's, C_9^+ , sendo também obtido C_5^- , denominada por gasolina leve. Todos eles são posteriormente alimentados às unidades que se encontram a jusante desta.

A gasolina leve, C_5^- , é enviada para a *pool* de gasolinas, o corte de benzeno/tolueno, C_6/C_7 , para a unidade Arosolvan, o corte de xilenos, C_8 's, serve de alimentação às unidades Parex e Isomar e por fim o corte de hidrocarbonetos pesados, C_9^+ , pode ser enviado para o pool de gasolinas ou para a unidade de solventes.

Arosolvan U-0200

Separa os aromáticos dos não aromáticos. Ocorre a separação do corte benzeno/tolueno utilizando um processo de extração líquido – líquido, para obtenção de benzeno e tolueno de elevada pureza. Este processo é complementado com processos de destilação. As

correntes que deixam o extrator correspondem ao refinado não aromático e ao extrato que contém os aromáticos. A porção não aromática é enviada para a pool de gasolinas ou para unidade de solventes alifáticos. O extrato passa por um tratamento de argilas e é posteriormente separado por destilação, em benzeno e tolueno.

Parex U-0300

É um processo de extração sólido - líquido em leito fixo, onde se extrai seletivamente o para-xileno de uma carga de isómeros de xilenos (C_8 's). Isto consegue-se recorrendo a um sistema de adsorção e dessorção sucessiva. O adsorvente escolhido possui uma configuração estrutural e eletrónica com maior afinidade para o para-xileno do que para os outros isómeros existentes na mistura. Após a adsorção o para-xileno é posteriormente dessorvido recorrendo à sua lavagem com um hidrocarboneto que possui um ponto de ebulição mais elevado.

Isomar U-0400

Esta unidade promove a isomerização dos C_8 's aromáticos da corrente proveniente da unidade Parex, após a exclusão do para-xileno da mistura. Para além disso possibilita a separação do orto-xileno da mistura de xilenos, proveniente da unidade U-0100, na secção de fracionamento de xilenos. A obtenção do orto-xileno é conseguida através de destilação.

Produção de Solventes U-0500

Dispõe de duas colunas de destilação contínuas e duas descontínuas que combinadas de várias formas tratam diversos cortes alifáticos ou aromáticos, produzindo uma vasta gama de solventes, como o hexano e o heptano.

Produção de Azoto U-0600

Esta unidade inclui todos os sistemas de utilidades da Fábrica de Aromáticos. As operações com as utilidades incluem quer a sua importação da Fábrica de Utilidades quer a sua distribuição pelos diferentes utilizadores da Fábrica de Aromáticos. Nesta unidade é também produzido azoto através da separação criogénica do ar, com o intuito de garantir a segurança de operação e a qualidade dos produtos.

Para além destas unidades existe ainda a unidade de armazenamento, U-0800, que garante o armazenamento de solventes processuais, de alimentações intermédias e de produtos finais.

A disposição, a interligação entre unidades, bem como os produtos obtidos em cada uma delas, mencionados anteriormente, pode ser observada na figura 1.3.

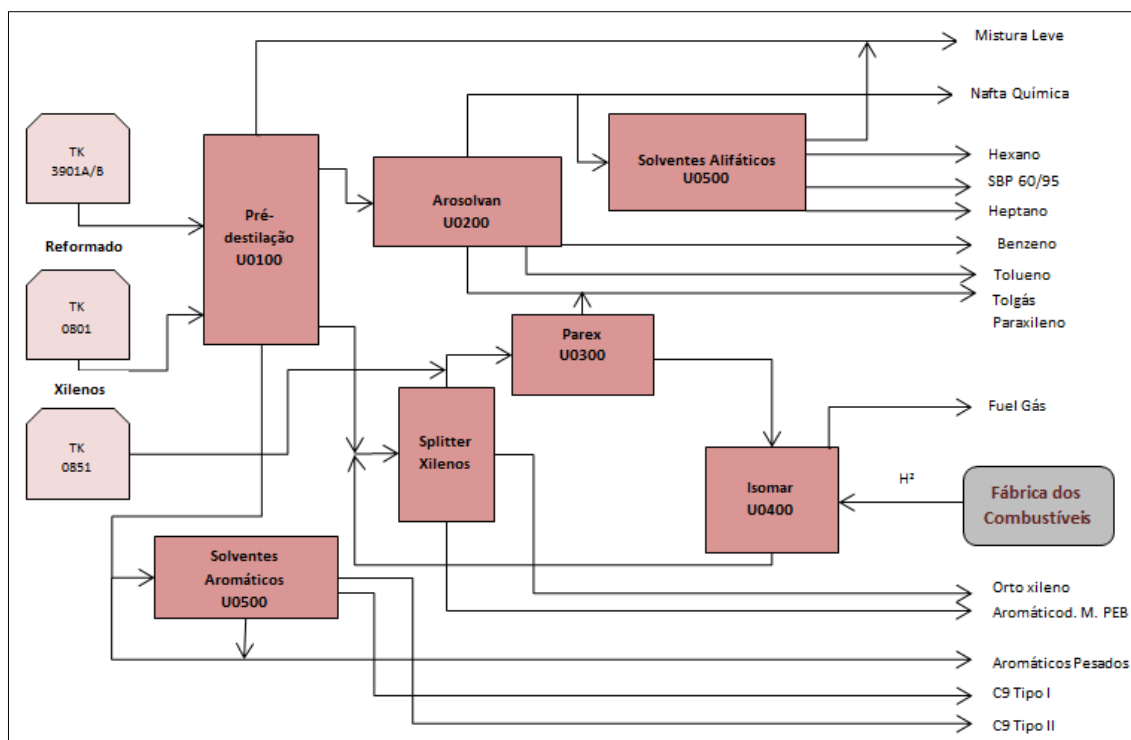


Figura 1.3 - Disposição e interligação das unidades existentes na Fábrica de Aromáticos (Galp Energia, 2014).

1.3 Objetivos do trabalho

O objetivo principal deste trabalho baseou-se na integração energética global da unidade de pré-destilação, U-0100. Para tal foi utilizada a metodologia da análise do ponto de estrangulamento, tecnologia *Pinch*. Todo este estudo foi na sua maioria fundamentado pelas diretrizes do Grupo Nacional de Integração de Processos, GNIP (consórcio de instituições, empresas e universidades responsáveis pela divulgação e promoção das metodologias de Integração de Processos em Portugal).

Para este tipo de análise torna-se importante a devida compreensão e avaliação prévia das necessidades energéticas da unidade, conhecendo todas as correntes efetivas do processo, assim como as suas características e condições termodinâmicas, como temperatura, caudal, composição, capacidade calorífica, entre outras. Só após este levantamento exaustivo se torna possível efetuar uma análise energética.

O mais importante num processo de integração consiste em estabelecer objetivos claros e exequíveis. Os principais objetivos definidos para a análise em questão passarão pela:

- Determinação do consumo mínimo de energia, proveniente de utilidades externas ao processo, quer para aquecimento quer para arrefecimento.
- Escolha apropriada das utilidades para o processo.
- Estimativa do número mínimo de unidades de transferência de calor do processo.
- Construção da nova rede de permutadores de calor (RPC).
- Análise de viabilidade técnica e comparação com o projeto inicial.
- Definição de possíveis medidas de otimização a implementar no processo

De forma a atingir todas as metas estabelecidas anteriormente foi imprescindível numa primeira fase deste estudo identificar no processo:

- As necessidades de aquecimento, arrefecimento, condensação e vaporização das correntes.
- Toda a informação relativa ao sistema de utilidades disponível.
- Todas as considerações específicas do mesmo que possam vir a ser limitações futuras à integração energética.
- Informação económica dos equipamentos, mais especificamente permutadores de calor e das diversas utilidades externas, como custo de combustível, água e vapor.

Em termos práticos, para cada corrente do processo, previamente selecionada, devem-se recolher as seguintes propriedades:

- Temperatura inicial - $T_{inicial}$
- Temperatura final - T_{final}
- Caudal mássico – M
- Composição química das correntes
- Capacidade calorífica média - C_p

A compilação de dados para o processo foi efetuada recorrendo quer a bases de dados existentes quer a valores de projeto fornecidos pela empresa ou a balanços mássicos/energéticos. Esta recolha de dados foi feita de uma forma muito cuidadosa e rigorosa sob o prejuízo de se sobre dimensionarem as reais potencialidades do processo em termos de poupança energética.

Após a obtenção de todos os dados necessários foi possível proceder à integração energética visando atingir os objetivos referidos anteriormente.

1.4 Organização e temas abordados

A presente dissertação advém da potencialidade de racionalização energética de um determinado processo, existente na Fábrica de Aromáticos. A concretização do referido estudo é dependente de todas as etapas inerentes ao mesmo, tornando-se necessário que estas sejam acompanhadas de forma rigorosa e ponderada.

O presente documento está dividido em 7 capítulos principais: “Introdução”, “A Integração Energética”, “Descrição da Unidade de Pré-destilação U-0100”, “Levantamento Energético à Unidade U-0100”, “Integração Energética à Unidade U-0100”, “Análise de Viabilidade Técnica” e “Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros”.

Neste primeiro capítulo foi feita uma descrição da Refinaria de Matosinhos, onde foi efetuado todo o estudo, concentrando mais atenção na constituição e funcionamento da Fábrica dos Aromáticos. São também expostos todos os objetivos e pretensões definidas pela empresa, bem como a planificação das etapas necessárias à concretização dos mesmos.

O segundo capítulo dá ênfase à tecnologia utilizada na análise energética em questão, a metodologia do ponto de estrangulamento (*Pinch Analysis*). É clarificada a base desta metodologia, quais os principais objetivos da sua utilização, fazendo referência também às suas limitações. A referente secção permite evidenciar que na maioria dos casos, este tipo de método possibilita de uma forma expedita alcançar medidas que visem o melhoramento energético de todo o processo.

O terceiro capítulo aborda de uma forma mais específica e detalhada o funcionamento da unidade alvo de integração energética, a unidade de pré – destilação U-0100. Neste segmento todo o processo é visto como um todo, onde os equipamentos e etapas processuais são descritos de forma pormenorizada e as correntes possíveis de integração devidamente identificadas. São também reconhecidas as utilidades do processo.

O quarto capítulo expõe todos os dados recolhidos e determinados para cada corrente selecionada e para todas as utilidades existentes. Todas as correntes são comparadas em termos de energia que requerem ou que libertam. Os dados expostos neste segmento constituirão o ponto de partida para a respetiva integração.

No quinto capítulo são patenteados todos os objetivos definidos anteriormente para a integração energética, sendo eles o consumo mínimo de energia, a escolha apropriada das

utilidade externas, a estimativa do número mínimo de unidades de transferência de calor e a construção de uma nova rede de permutadores de calor (RPC). Esta secção corresponde efetivamente à realização da integração energética à unidade.

Após a determinação da rede de permutadores de calor torna-se importante efetuar uma análise de viabilidade técnica, de forma a constatar a facilidade e a exequibilidade do projeto. É realizada a comparação com a rede inicial. Com base nessa análise são descritas algumas medidas preventivas, tendo sempre em vista a otimização do processo. Toda esta informação encontra-se presente no sexto capítulo da presente dissertação.

O último capítulo diz respeito às conclusões finais depreendidas ao longo do estudo energético, bem como a exposição de algumas sugestões para trabalhos futuros.

2 A Integração Energética

A crescente preocupação económica e ambiental de toda a indústria transformadora tem originado uma melhoria significativa nos processos de produção, verificando-se reduções no consumo de energia, água, matérias-primas, nas emissões gasosas e resíduos gerados. Tal facto deve-se essencialmente à introdução e ao desenvolvimento de melhores tecnologias disponíveis, por parte dessas entidades industriais.

A disponibilidade limitada de recursos fósseis, dos quais muitos países e principalmente indústrias são extremamente dependentes, o forte aumento das restrições ambientais, referentes às emissões gasosas, originárias principalmente das atividades industriais, têm conduzido de forma natural à evolução sustentável dos processos.

Esta evolução deve assegurar para um determinado complexo industrial, a utilização de técnicas que garantam a rentabilização de todos os recursos investidos, da melhor forma possível, otimizando deste modo a produção, em termos de quantidade e de qualidade, evitando perdas desnecessárias ao longo dos processos.

Seguindo esta linha de pensamento surgiu o conceito de Integração de Processos na década de 80 (**Bodo Linnhoff**), cuja aplicação se expandiu largamente nos anos 90. Este foi criado na sequência da crescente necessidade de aproveitar eficientemente os recursos disponíveis e de minorar e reutilizar os desperdícios (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

Pode ser aplicada de forma a amenizar problemáticas industriais, sendo que as principais pretensões da sua utilização passam por (Canmet Energy Centre-Varenes, 2003):

- Redução de emissões gasosas;
- Reaproveitamento energético;
- Otimização de redes de hidrogénio;
- Minimização do consumo de água e produção de efluentes;
- Otimização de processos de separação;
- Redução na produção de resíduos;
- Diminuição dos custos de operação e de investimento;

As metodologias associadas à Integração de Processos são baseadas na análise do ponto de estrangulamento (*Pinch Analysis*), em métodos determinísticos (programação

matemática), em regras heurísticas, em processos de simulação ou em análises exérgicas (Relvas, Fernandes, Matos & Nunes, 2002; Gomes, 2012).

Atualmente a análise do ponto de estrangulamento constitui uma referência bastante importante na vertente de qualquer Integração Energética de Processos, sendo esta a técnica adotada para a realização do referido estudo.

A constante evolução do conceito de Integração de Processos inserido em meio industrial converteu-o numa ferramenta essencial para a definição de estratégias preventivas de projeto e de planeamento, de novos processos ou de outros que se encontram em pleno funcionamento (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

2.1 Panorama energético

Torna-se importante avaliar o panorama energético atual, tanto a nível Europeu como Nacional. Para a elaboração deste subcapítulo recorreu-se a dados publicados pelo Instituto Nacional de Estatística, INE, referentes a esta temática (Instituto Nacional da Estatística, 2013).

As atividades associadas ao setor energético têm forte impacto ambiental, quer pelo consumo excessivo de combustíveis fósseis, como o petróleo, quer pela geração de gases de efeito de estufa, derivados desse mesmo consumo. Estes fatores estão diretamente relacionados com as alterações climáticas evidenciadas na atualidade.

A utilização desses combustíveis como energia primária, por diferentes entidades industriais, contribui exponencialmente para a problemática ambiental. De forma a amenizar esse problema têm-se estudado e desenvolvido medidas que eliminem de uma forma gradual a aplicação destes recursos em meios industriais, sendo estes os principais consumidores. A utilização de fontes renováveis tem vindo a ser uma alternativa bastante rentável, quer a nível económico quer a nível ambiental.

Dados recolhidos do INE, referentes a esta matéria, evidenciam uma tendência positiva, no que diz respeito à utilização de recursos fósseis. Na figura 2.1 pode ser analisado, de forma quantitativa e qualitativa, os consumos de energia primária em Portugal desde 2008 a 2012. Na figura 2.2 os consumos em toda a União Europeia, comparativamente com Portugal, relativo ao ano 2011. Estes consumos são evidenciados por tipo de fonte energética.

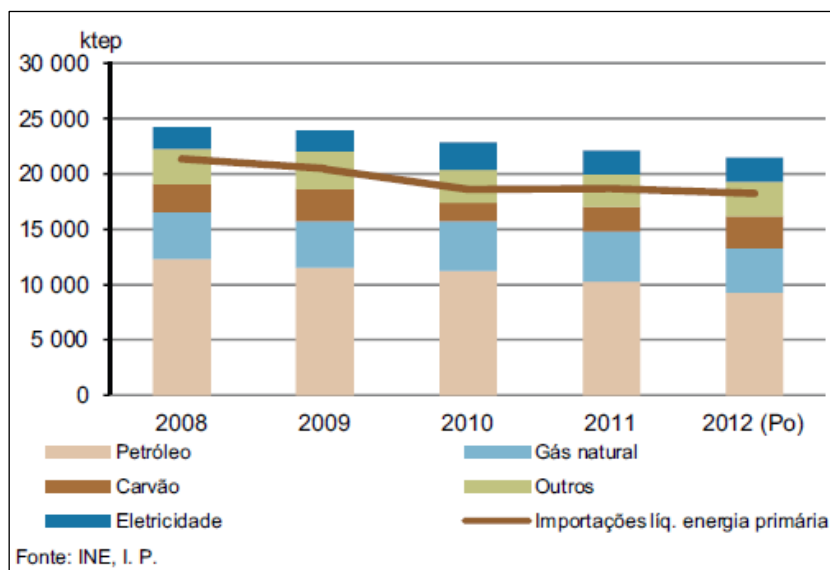


Figura 2.1 - Consumo de energia primária em Portugal, por tipo de fonte energética desde 2008 a 2012.

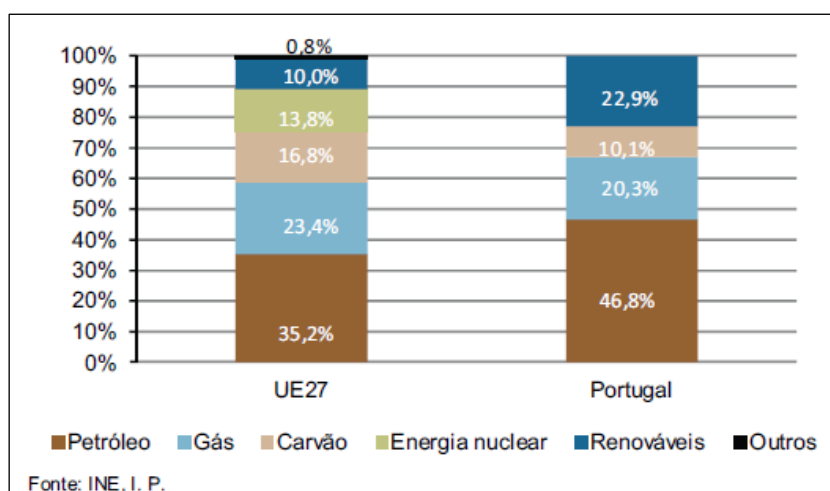


Figura 2.2 – Comparação do consumo de energia primária entre Portugal e a UE no ano de 2011.

Através da análise das figuras anteriores, constata-se que Portugal tem uma maior dependência de petróleo, 46,8% face a 35,2% da UE, mas por outro lado consome mais energia proveniente de fontes renováveis, 22,9% comparativamente à média na UE, cerca de 10%.

O recurso a combustíveis fósseis, como o petróleo, em Portugal têm vindo a decrescer nos últimos anos, figura 2.1. Isto deve-se essencialmente aos custos elevados desse mesmo combustível e à maior consciencialização para a problemática ambiental.

Algumas metas energéticas foram estabelecidas para Portugal tendo como horizonte o ano 2020. A principal passa pela redução do consumo de energia primária em cerca de 25%.

Simultaneamente existem pretensões no que toca à dependência energética do país, uma vez que este é extremamente dependente de energia importada, figura 2.3.

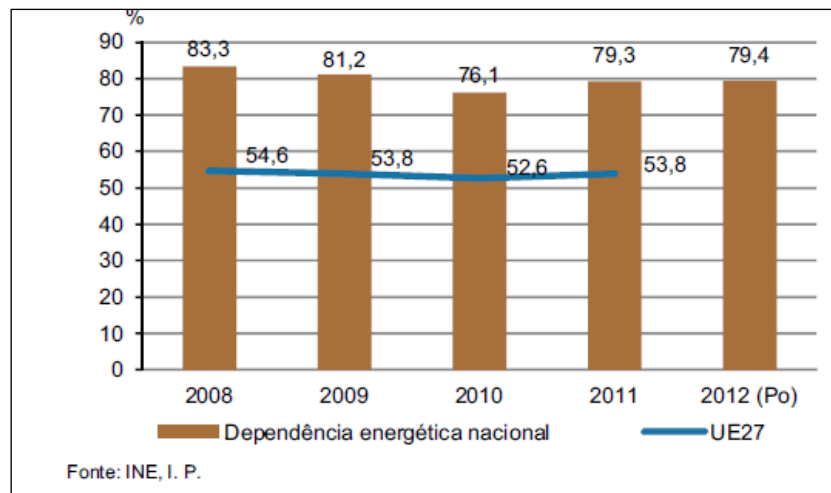


Figura 2.3 - Dependência energética nacional e na UE em diferentes anos.

Uma boa política energética influencia diretamente o crescimento económico, competitividade no mercado e sustentabilidade ambiental. São estes os principais pilares sobre os quais deve assentar qualquer estratégia implementada neste domínio, sobretudo para um país como Portugal, que tem um elevado grau de dependência energética externa, apesar de se registar uma evolução positiva ao longo dos anos.

Na generalidade o setor industrial é um dos principais responsáveis do consumo de energia, equiparando-se ao sector dos transportes. Na figura 2.4 podem ser observados os consumos energéticos em diferentes setores, em Portugal desde 2008 a 2012. Na figura 2.5 compara-se esse mesmos consumos na União Europeia e em Portugal no ano 2011.

É no sector industrial, uma vez que o consumo energético é bastante elevado, que se vê potencialidades de investir no reaproveitamento e gestão rigorosa da energia. Muitos esforços têm sido feitos neste sentido, por parte de todo o setor industrial. A otimização de processos é sem dúvida a realidade que todas as indústrias tentam alcançar.

Tem sido nesta área que o conceito de Integração de Processos se tem desenvolvido e expandido exponencialmente. Para a realização da presente dissertação foi importante avaliar e aprofundar os fundamentos teóricos da Integração Energética de Processos industriais, associada à metodologia *Pinch*.

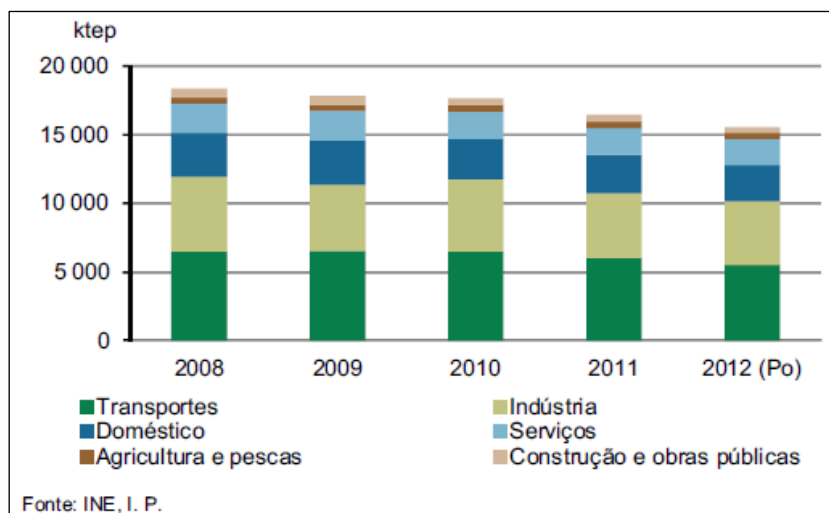


Figura 2.4 - Consumo de energia primária em Portugal, por sector desde 2008 a 2012.

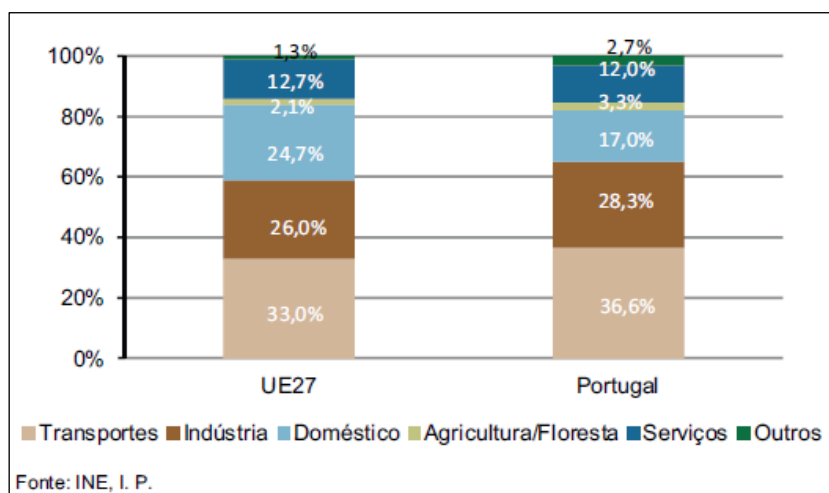


Figura 2.5 - Comparação do consumo de energia primária por sector, entre Portugal e UE, em 2011.

2.2 Conceito de Ponto de Estrangulamento de Energia

A Integração Energética de Processos está ligada ao conceito de ponto de estrangulamento de energia. Resultou da necessidade de aproveitar, da melhor forma possível, o potencial térmico existente num determinado processo, conduzindo à maximização da eficiência energética, com consequente redução no consumo de combustíveis e simultaneamente da emissão de efluentes gasosos (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

O contínuo desenvolvimento do conceito de ponto de estrangulamento fez com que fosse aplicado a outras áreas, através de analogias, como é o exemplo da transferência de massa.

O ponto de estrangulamento de massa é mais uma das aplicações, das variadíssimas, que esta metodologia acolhe. Tem sido largamente aplicado a sistemas de água e a efluentes líquidos, com o intuito de minimizar os consumos de água fresca através da sua reutilização.

Recentemente, a análise do ponto de estrangulamento é efetuado de igual forma a sistemas de hidrogénio existentes, por exemplo, em refinarias, sempre com o objetivo da otimização da produção e sua utilização nas unidades processuais.

Na atualidade é reconhecido no meio científico e bastante utilizado pela maioria das entidades industriais, entre as quais se destacam (Canmet Energy Centre-Varenes, 2003):

- Indústria química e petroquímica
- Refinarias de petróleo
- Indústria do papel
- Indústria alimentar
- Indústria dos materiais

O emprego deste tipo de abordagem, principalmente nas indústrias anteriormente referenciadas, têm conduzido a resultados extremamente significativos, no que toca ao reaproveitamento de recursos, podendo-se enumerar (Canmet Energy Centre-Varenes, 2003):

- Poupanças energéticas entre 10% a 30%.
- Poupanças no consumo de água entre 25% a 40%.
- Poupanças no consumo de hidrogénio acima de 20%, principalmente evidenciado em refinarias.

Como primeira abordagem de um estudo de Integração de Processo, o ponto de estrangulamento tem uma importância significativa, uma vez que fornece informação sobre todo o processo e permite a análise das potencialidades de integração, quer de energia, massa, ou até mesmo de hidrogénio.

Este é também conhecido como tecnologia *Pinch* e rege-se por princípios termodinâmicos, fornecendo uma aproximação simples, rigorosa e estruturada do rearranjo que pode ser obtido num determinado processo e num determinado sistema de utilidades.

Neste tipo de análise são contabilizadas todas as oportunidades de redução de custos de operação (matérias-primas) e de custos de investimento (equipamentos). Para além disso é desejado, com a sua utilização, o aumento da eficiência produtiva.

A aplicação deste tipo de tecnologia deve ser preferencialmente realizada aquando da planificação de qualquer unidade processual, no entanto nem sempre é possível. Antes da introdução deste conceito no meio científico, as preocupações ambientais não eram tão expressivas e a construção de novas unidades era realizada sem levar em consideração a possível reutilização de recursos. Na maioria das vezes este método é utilizado na reestruturação de unidades já existentes.

A análise do ponto de estrangulamento, na sua vertente energética, proporciona ferramentas poderosas para o projeto e otimização, quer de redes de permutadores, quer de sistemas de utilidades existentes em complexos industriais. Permite identificar o nível térmico onde existe estrangulamento à transferência de calor e construir uma rede de permutadores que conduz ao menor custo total (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

É facilmente perceptível que qualquer processo requer a inclusão de utilidades, desde quentes (ex.vapor de água) e frias (ex.água). Estas são responsáveis por satisfazer parte das necessidades entálpicas requeridas por um determinado processo. As correntes processuais podem necessitar de aquecimento ou arrefecimento, pelo que obriga a existência de transferência de calor. Quando se recorre exclusivamente a utilidades externas, o consumo energético é maximizado, existindo negligência na sua utilização.

Num permutador de calor a funcionar em contracorrente, os perfis de temperatura das correntes, quente e fria, atingem um valor mínimo de aproximação a uma dada altura da transferência de calor. Essa aproximação corresponde à diferença mínima de temperatura que duas correntes podem atingir, quando trocam calor entre si. Esse limite é denominado por ΔT_{\min} , e pode ser observado na figura 2.6, como exemplo geral.

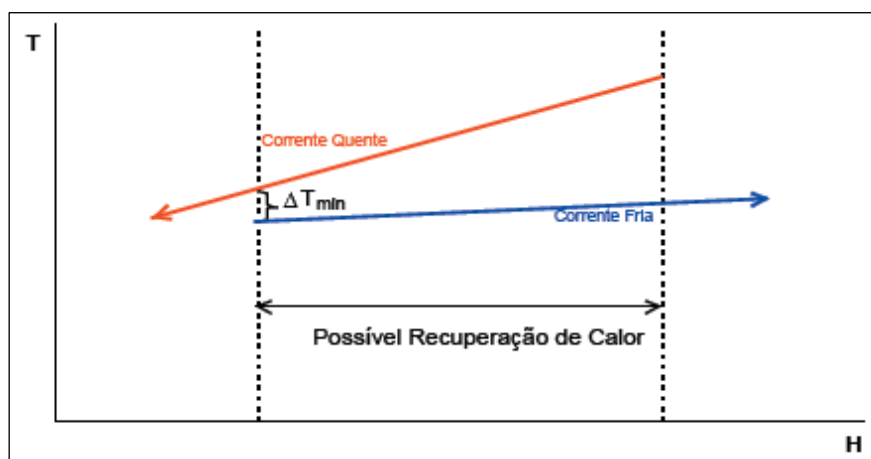


Figura 2.6 - Representação dos perfis de temperatura entre duas correntes em co-corrente, quente e fria, com ΔT_{\min} evidenciado (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

O valor desta diferença de temperatura é estabelecido por critérios de projeto do permutador e terá influência direta sobre os custos de investimento e de operação. Desta forma é um parâmetro importante a ser avaliado quando se executa qualquer análise energética.

A integração entre todas as correntes processuais, quentes e frias, conduz à minimização de utilidades externas aos processos, devido ao aproveitamento dos excessos entálpicos de correntes quentes, para fornecer a correntes com deficiência energética, correntes frias. Neste caso ocorre preferencialmente permuta de calor entre correntes já existentes no processo, evitando-se o recurso de utilidades (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

Evidentemente que esse decréscimo leva, de forma subsequente, à diminuição de efluentes produzidos e a custos gerados, figura 2.7.

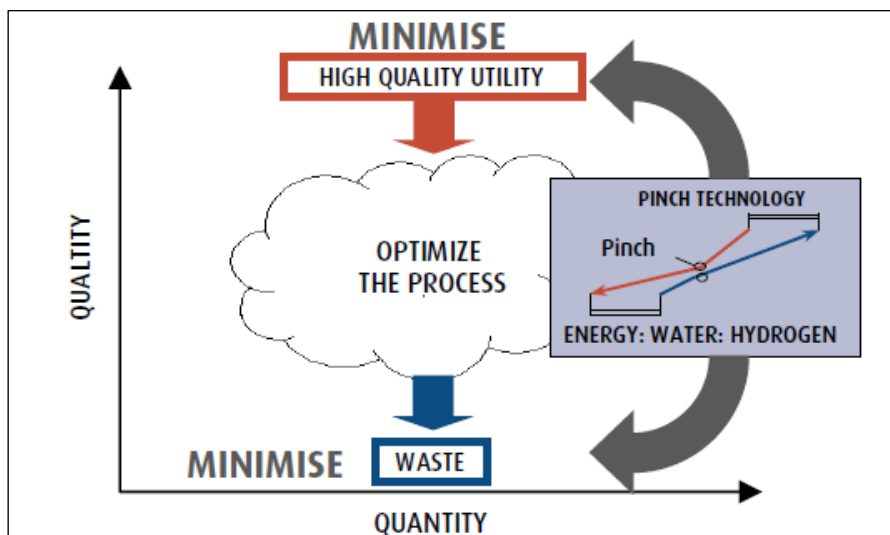


Figura 2.7 - Representação do efeito da minimização de utilidades, recorrendo a Integração Energética (Canmet Energy Centre-Varenes, 2003).

2.3 Objetivos da Análise *Pinch*

Como foi enunciado anteriormente, os métodos de Integração Energética podem ser aplicados num complexo fabril já em pleno funcionamento ou num projeto ainda em execução, onde existam ou possam vir a existir elevados consumos de energia térmica.

O emprego da metodologia do ponto de estrangulamento de energia permite a minimização do consumo energético e a definição do sistema de utilidades mais apropriado para o processo, tendo sempre em vista benefícios económicos.

Para além disso possibilita a determinação otimizada do número de permutadores de calor, bem como a área mínima dos mesmos.

As próximas secções abordam de uma forma geral os conceitos teóricos associados à determinação dos parâmetros enumerados anteriormente, e que serão importantes para a fundamentação dos resultados obtidos na análise energética em questão.

2.3.1 Consumo mínimo de energia

Para se realizar uma análise *Pinch* a qualquer unidade é necessário proceder à eliminação de todas as operações unitárias existentes, como se estas na realidade não existissem, considerando exclusivamente as correntes do processo que as interligam, bem como as correntes de utilidades disponíveis (Ian,2007; Relvas,Fernandes,Matos,&Nunes,2002).

Estas são basicamente caracterizadas pela sua temperatura inicial e final e pela quantidade de energia que acarretam, que pode ser determinada com o auxílio do seu caudal mássico e capacidade calorífica.

As correntes, quentes e frias, podem ser representadas graficamente num diagrama que relaciona a temperatura com a energia. Esta representação dará lugar à construção da curva composta quente e fria.

Na figura 2.8 encontra-se exemplificado as etapas de construção da curva composta quente, recorrendo às propriedades entálpicas das correntes quentes.

A elaboração de cada uma das curvas envolve a divisão do eixo das temperaturas em diferentes intervalos, definidos pelas temperaturas iniciais e finais das correntes. A quantidade de energia existente em cada intervalo é obtida através do somatório das energias individuais das correntes, nesse mesmo intervalo. O mesmo raciocínio é aplicado para a curva composta fria (Ian, 2007).

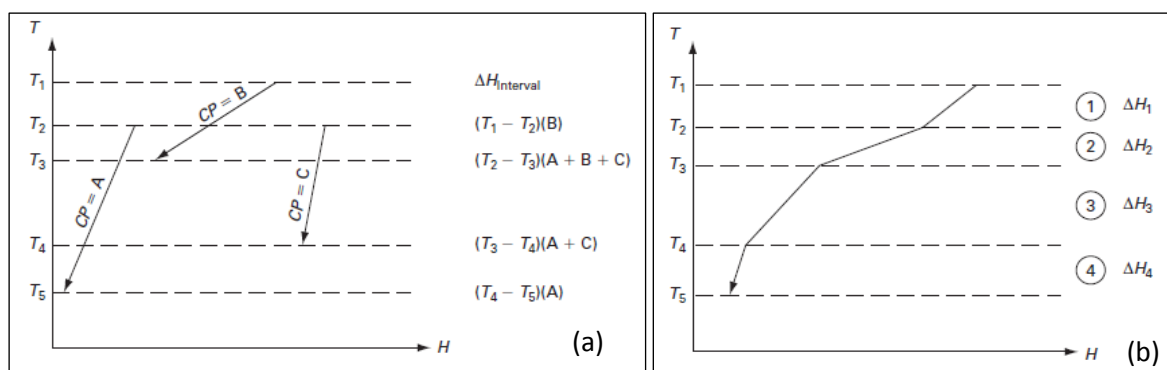


Figura 2.8 - Exemplificação gráfica da construção da curva composta quente (b), a partir das correntes quentes (a) (Ian, 2007).

A representação gráfica em simultâneo, das curvas compostas, quente e fria, figura 2.9, é designada por curva composta do processo e permite determinar as necessidades térmicas do mesmo (Ian,2007; Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002):

- Quantidade máxima de energia que é possível recuperar, por transferência de calor, entre as correntes do processo ($Q_{\text{recuperado}}$);
- Quantidade mínima de calor a fornecer (Q_{UQ}) e a retirar ao processo (Q_{UF}) com recurso a utilidades quentes e frias, respetivamente;
- Localização do ponto de estrangulamento, onde se distingue o ΔT_{min} , menor diferença de temperatura entre as correntes quentes e frias;

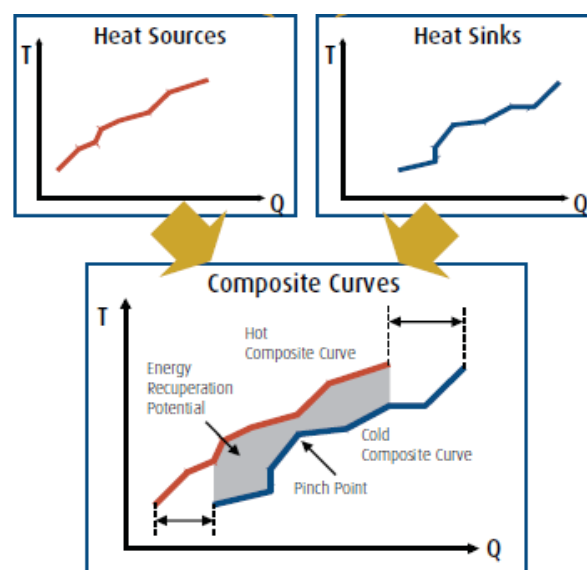


Figura 2.9 - Representação gráfica da curva composta do processo.
(Canmet Energy Centre-Varennes, 2003).

Facilmente se entende, que a transferência de calor entre correntes, só se realiza se as que são denominadas correntes quentes possuírem temperaturas mais elevadas do que as correntes frias. Deste modo a curva composta quente deve-se posicionar acima da curva composta fria, para toda a gama de temperaturas, sendo necessário a existência de um valor mínimo de diferença de temperatura do processo (ΔT_{min}), de modo a garantir uma força motriz à transferência de calor (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

A variação deste diferencial de temperatura afetará os parâmetros existentes numa transferência de calor, como referido anteriormente. A sua diminuição conduz a uma maior permuta de calor entre as correntes do processo e conseqüentemente, menor é o recurso a utilidades. Por outro lado o seu aumento proporciona uma diminuição da área necessária

para transferência de calor, assim como o custo do equipamento associado (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

O valor nulo corresponde à quantidade máxima de calor que seria possível trocar entre as correntes do processo e a uma área de permuta infinita.

Existem portanto várias condicionantes para a definição do melhor ΔT_{\min} para o processo. De forma a contabilizar todos estes fatores, o $\Delta T_{\text{opt min}}$ é determinado segundo a minimização do custo total (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

Através da curva composta do processo, anteriormente abordada, é possível identificar o ponto de estrangulamento (PE), permitindo dividi-lo em duas zonas distintas, a zona acima do PE e a zona abaixo do PE, figura 2.10.

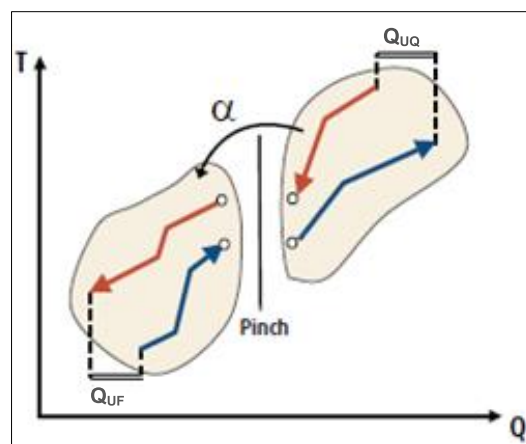


Figura 2.10 - Regiões distintas da curva composta do processo (Canmet Energy Centre-Varenes, 2003).

Na zona acima do PE as correntes quentes transferem todo o calor disponível para aquecer as correntes frias. Qualquer energia suplementar de aquecimento é obtida com o auxílio de utilidades quentes (Q_{UQ}).

Na zona abaixo do PE todas as correntes frias são aquecidas por permuta de calor com as correntes quentes. Qualquer excesso de energia existente é retirado através de utilidades frias (Q_{UF}) (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

Existem princípios bem definidos para estas regiões que não devem ser negligenciados, destacando-se a proibição de permuta de calor entre correntes quentes situadas acima do PE e correntes frias abaixo do PE, pelo facto de comprometer a minimização do consumo de utilidades.

Após a determinação do consumo mínimo de energia é necessário estabelecer quais as utilidades mais adequadas, existindo um leque alargado de possibilidades.

Numa determinada unidade processual é facilmente conseguido acesso às utilidades, que possuem níveis térmicos distintos. O aquecimento de correntes a elevada temperatura pode ser realizada por via de efluentes gasosos, provenientes de fornalhas e o arrefecimento de outras pode ser efetuado com água de refrigeração ou até mesmo ar. Devido à existência de variadíssimas possibilidades torna-se importante proceder à definição dos níveis térmicos mais adequados para a introdução das utilidades.

Apesar das curvas compostas do processo permitirem a determinação das necessidades energéticas, estas não constituem uma ferramenta adequada para a escolha do tipo de utilidades. De forma a contornar a situação recorre-se a uma nova curva composta, sendo denominada por curva composta global, figura 2.11.

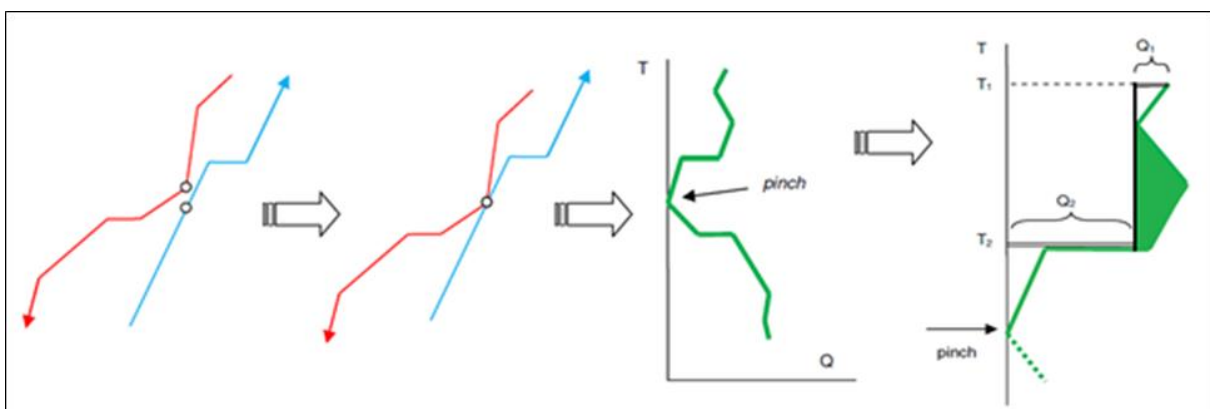


Figura 2.11 - Exemplificação das etapas de construção da curva composta global (Beninca, 2008).

Esta curva é obtida a partir da curva composta do processo, após a sua devida correção, no que diz respeito às temperaturas. O objetivo é fazer com que a curva composta quente e fria coincidam, em termos energéticos, no ponto de estrangulamento. Concluída esta etapa é determinada a curva composta global, através da diferença entálpica da curva composta quente e fria, anteriormente corrigidas.

A partir desta é possível identificar regiões em que as correntes de processo colmatam as necessidades de troca térmica e onde o recurso a utilidades não é necessário (região sombreada).

Por vezes isso não acontece e é preciso recorrer a utilidades. Na figura anterior podemos distinguir dois casos distintos, onde tal acontece. No primeiro caso é necessária a introdução de uma utilidade quente que tenha uma temperatura T_1 ou superior, e uma carga entálpica Q_1 . No segundo caso, próximo do PE é clara a necessidade de introdução de uma utilidade quente com temperatura T_2 ou superior, que possua uma carga entálpica Q_2 (Beninca, 2008).

É de destacar que a escolha de utilidades é um passo muito importante numa otimização energética. Para o exemplo representativo as necessidades entálpicas acima do PE poderiam ser satisfeitas recorrendo exclusivamente a uma utilidade quente de temperatura T_1 ou superior, com carga entálpica Q_1+Q_2 , no entanto seria desvantajoso a nível económico optar por tal solução (Beninca, 2008).

Deste modo, sempre que o processo assim o permita, deve-se recorrer a utilidades quentes que representem o menor custo total. O mesmo raciocínio é colocado na escolha de utilidades frias.

A partir de um método alternativo, a cascata de calor, é possível, da mesma forma que nas curvas compostas, obter o ponto de estrangulamento do processo, bem como as necessidades energéticas mínimas. A ideia base é verificar, para cada intervalo de temperaturas, a quantidade entálpica disponível entre as várias correntes do processo, tornando-se possível a quantificação de energia que é transferida do nível térmico superior para o nível térmico imediatamente inferior.

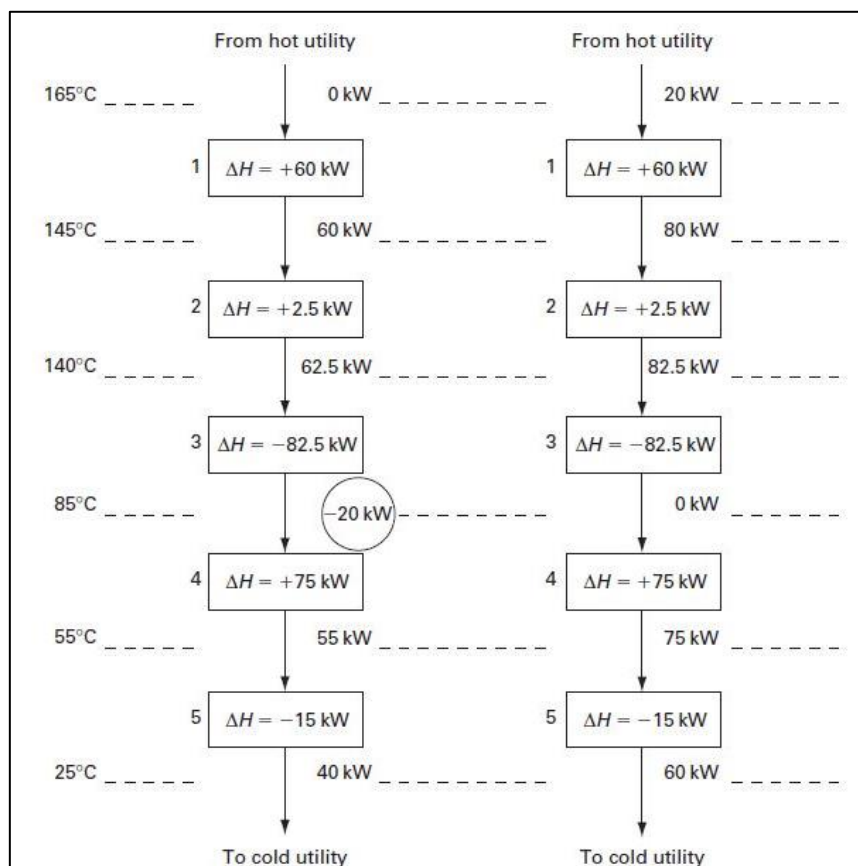


Figura 2.12 - Exemplificação da elaboração da cascata de calor (Ian, 2007).

Para a sua construção recorrem-se às temperaturas corrigidas das correntes quentes e frias, como era realizado na elaboração da curva composta global, equação 2.1 e 2.2. Para

além disso realizam-se balanços energéticos em cada intervalo térmico, como demonstrado na equação 2.3 (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

$$T'_F = T_{\text{Fria}} + \frac{\Delta T_{\text{min}}}{2} \quad (2.1)$$

$$T'_Q = T_{\text{Quente}} - \frac{\Delta T_{\text{min}}}{2} \quad (2.2)$$

$$\Delta Q_i = [\sum M_q \times C_{p_q} - \sum M_f \times C_{p_f}] \times \Delta T_i' \quad (2.3)$$

Onde:

T'_F e T'_Q - Temperaturas corrigidas, para as correntes frias e quentes respetivamente;

T_{Fria} e T_{Quente} - Temperaturas reais das correntes frias e quentes, respetivamente;

ΔT_{min} - Diferença de temperatura mínima entre as correntes quentes e frias;

ΔQ_i - Carga térmica existente em cada intervalo de temperaturas, i;

$\Delta T_i'$ - Diferença de temperatura corrigida, entre as correntes frias e quentes para cada intervalo, i;

M_f e M_q - Caudais mássicos das correntes frias e quentes, respetivamente;

C_{p_f} e C_{p_q} - Capacidades caloríficas médias das correntes frias e quentes, respetivamente.

Numa primeira fase de construção considera-se que nenhuma quantidade de calor externa é fornecida ao processo. Para cada intervalo é adicionado a carga térmica desse intervalo e do intervalo anterior. Como não é possível transferir calor de um nível térmico superior para um inferior quando o primeiro tem um défice de energia, os valores negativos de energia têm de ser eliminados (Ian, 2007).

Deste modo constrói-se uma nova cascata, considerando agora que existe calor externo a introduzir no sistema, sendo ele igual ao valor mínimo obtido na primeira cascata, em termos absolutos. O ponto de estrangulamento identificado corresponde à temperatura corrigida para a qual não existe transferência de calor entre os níveis térmicos, ou seja onde a energia é nula (Ian, 2007).

Normalmente os valores obtidos na cascata de calor aproximam-se bastante dos obtidos pelas curvas compostas, no entanto o primeiro método é mais correto em termos experimentais. Apesar de tudo a curva composta possui a vantagem de permitir a escolha apropriada das utilidades, o que não acontece na cascata.

2.3.2 Número Mínimo de Unidades de Transferência de Calor

A rede de permutadores de calor de qualquer unidade industrial inclui permutadores que possibilitam a permuta de calor entre as correntes ou entre as correntes e as utilidades. Uma vez conhecidos o ΔT_{\min} , a temperatura do PE, os consumos mínimos de energia e as utilidades mais apropriadas, a construção da rede de permutadores de calor, quer seja em projeto, quer seja em reconstrução de uma já existente é a etapa que se segue.

Para essa mesma construção é possível estimar o número ótimo de permutadores, sendo que esta quantidade irá depender fortemente do número total de correntes e utilidades existentes no processo.

O número de permutadores de calor pode ser obtido através do teorema de Euler, sem considerar o ponto de estrangulamento, e pode ser descrito como (Ian, 2007):

$$u = N + L - s \quad (2.4)$$

Onde:

u - Número de unidades de permuta;

N - Número de correntes, incluindo utilidades;

L - Número de ciclos no sistema;

s - Número de subsistemas independentes;

Em casos práticos é pretendido evitar a utilização de unidades em excesso e daí consideram-se que o número de ciclos num sistema seja nulo, assim sendo, $L=0$. Por outro lado considera-se apenas um subsistema independente, ou seja, $s=1$. Deste modo a equação anterior pode ser reescrita como (Ian, 2007):

$$u_{\min} = N - 1 \quad (2.5)$$

Basta apenas ter conhecimento das correntes do processo e das utilidades para determinar o número de permutadores necessários.

Empregando outra perspectiva, este número de unidades pode ser obtido através da avaliação das zonas distintas do processo, figura 2.10, zonas acima do PE e abaixo deste. Neste caso duas redes de permutadores são projetadas independentemente, onde é efetuada a mesma aproximação, $L=0$ (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002):

$$u_{\min, \text{MER}} = (N - s)_{\text{Acima PE}} + (N - s)_{\text{Abaixo PE}} \quad (2.6)$$

Onde $u_{\min, \text{MER}}$ corresponde ao número de unidades mínimo para a máxima recuperação de energia entre as correntes (recurso diminuto de utilidades externas). Se eventualmente ocorrer transferência de calor entre o PE, isso implicará uma penalidade nos consumos energéticos, devido ao incremento de utilidades externas, figura 2.13 (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

Quando tal acontece as duas regiões deixam de ser independentes e nesse caso (Ian, 2007):

$$u_{\min} \leq u_{\min, \text{Mer}} \quad (2.7)$$

No entanto, se isso não ocorrer, o número de permutadores corresponderá ao número mínimo que garante a máxima recuperação de calor entre as correntes do processo e deste modo (Ian, 2007):

$$u_{\min} = u_{\min, \text{Mer}} \quad (2.8)$$

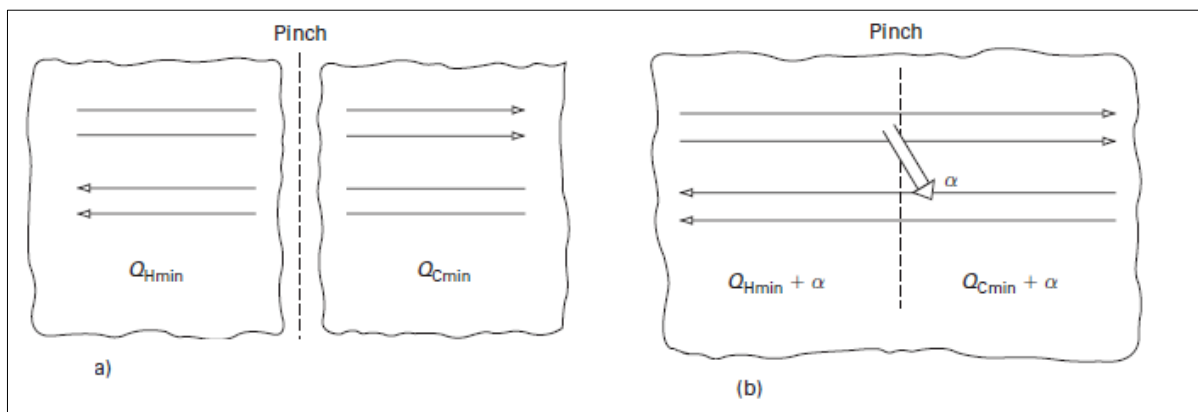


Figura 2.13 - Representação da transferência de calor acima e abaixo do PE (a) e entre o PE (b) (Ian, 2007).

2.3.3 Área Mínima de Transferência de Calor

Uma outra estimativa que pode ser realizada, podendo ser a base para posterior determinação dos custos do equipamento é a da área total de transferência de calor. Para a realização do seu cálculo recorre-se à curva composta do processo, complementando-a com a introdução das utilidades. Estas curvas denominam-se por curvas compostas balanceadas, figura 2.14.

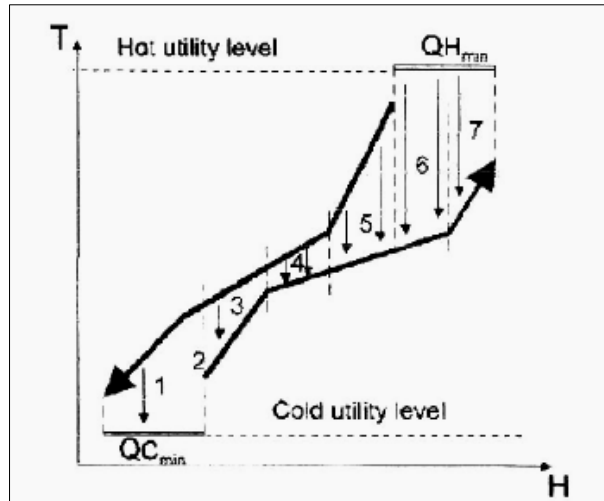


Figura 2.14 - Representação da curva composta balanceada (Gomes, 2012).

Para diferentes intervalos de potência térmica divide-se a respetiva curva de forma vertical, onde para cada um deles se assume a existência de transferência de calor vertical entre as correntes. A área total dos permutadores de calor pode ser determinada a partir da curva anterior pela seguinte expressão (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002):

$$A_{rede} = \sum_n^K \frac{1}{\Delta T_{lnk}} \times \left[\sum_i^{Quentes, I} \frac{q_i}{h_i} + \sum_j^{Frias, J} \frac{q_j}{h_j} \right] \quad (2.9)$$

Onde:

q_i - Variação de entalpia de cada corrente quente, i ;

q_j - Variação de entalpia de cada corrente fria, j ;

h_i e h_j - Coeficiente pelicular de transferência de calor para cada corrente quente, i e fria, j ;

K - Número total de intervalos;

I - Número total de correntes quentes no intervalo n ;

J - Número total de correntes frias no intervalo n ;

n – Um determinado intervalo;

ΔT_{lnk} - Média logarítmica das temperaturas no intervalo n ;

O valor de ΔT_{lnk} é calculado para cada intervalo n e pode ser determinado recorrendo à equação 2.10 (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

$$\Delta T_{\text{lnk}} = \frac{[T_{Q_i} - T_{Ff}] - [T_{Qf} - T_{Fi}]}{\ln \left[\frac{T_{Q_i} - T_{Ff}}{T_{Qf} - T_{Fi}} \right]} \quad (2.10)$$

É importante referir que o método de cálculo da área total é apenas uma estimativa, existindo limitações inerentes a ele (Ian,2007; Relvas, Fernandes, Matos& Nunes, 2002):

- Os coeficientes peliculares de transferência de calor são aproximados, por vezes através de relações empíricas existentes na literatura, que nem sempre representam a realidade de cada corrente sendo que para alguns casos nem sempre são possíveis de determinar.
- A minimização da área conduz a um maior número de permutadores no projeto, não sendo o mais favorável para a minimização de custos, sendo que o fator mais preponderante para a determinação do melhor custo será claramente a minimização do número de unidades em detrimento da área desses mesmos equipamentos.

Apesar destas limitações, este cálculo constitui um bom ponto de partida para o projeto detalhado e pode ser utilizado para previsão do custo total anual antes da implementação do projeto de permutadores, no entanto não será aplicado na presente dissertação, devido às incertezas associadas a ele.

2.3.4 Minimização do Custo Total

Os próximos subcapítulos são baseados na sua grande maioria nas diretrizes do Grupo Nacional de Integração de Processos (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

A determinação do custo total anual é baseado nos parâmetros abordados anteriormente: consumo mínimo de utilidades, número mínimo de permutadores de calor e respetiva área total.

Para além destes dados é necessário conhecer o custo unitário de todas as utilidades, quentes e frias, bem como os custos associados aos equipamentos. Posteriormente é preciso definir alguns parâmetros económicos, tais como:

- Período de retorno (n) – tempo necessário, contabilizado a partir do início do projeto, para pagar integralmente o investimento realizado.
- Taxa de rentabilidade (i) – indicador da qualidade de desempenho do investimento efetuado.
- Horas de operação anual – Número total de horas que a unidade funciona no período de um ano.

Numa primeira fase assume-se que toda a área (A_{rede}), calculada segundo a equação 2.9, se distribui de uma forma equitativa pelas diferentes unidades de calor (A) e o seu custo unitário é estabelecido pela equação 2.11. Isto no caso de não se conhecer as áreas reais.

$$\text{Custo Permutador de Calor} = a + b \times A^c \quad (2.11)$$

Onde, a , b e c são constantes da lei de custos e dependem essencialmente do tipo de permutador, material de construção, pressões admitidas, entre outros. A é a área de um permutador de calor.

A determinação dos custos totais referente à rede global é obtida através do número mínimo de unidades de transferência de calor e do custo unitário de cada um, equação 2.12.

$$\text{Custo Rede Permutadores} = u_{\min, \text{ MER}} \times \left[a + b \times \left(\frac{A_{\text{Rede}}}{u_{\min, \text{ MER}}} \right)^c \right] \quad (2.12)$$

O custo do equipamento pode ser expresso numa base anual, com o objetivo de o colocar na mesma base de comparação dos custos energéticos, e traduz-se no custo do permutador de calor anualizado a uma taxa de rentabilidade e a um período de retorno, equação 2.13.

$$\text{Anuidade} = \text{Custo Permutador de Calor} \times \left[\frac{i \times (1+i)^n}{(1+i)^n - 1} \right] \quad (2.13)$$

Apesar das incertezas ligadas à aplicação da expressão anterior, esta constitui uma base comum de comparação entre projetos, numa fase inicial. Em fases seguintes estes cálculos podem ser modificados e melhorados, introduzindo as áreas reais de cada equipamento e consultando empresas que comercializem esses equipamentos.

O custo total anual é obtido através do somatório dos custos dos equipamentos e dos custos energéticos.

A minimização deste custo corresponde à determinação do $\Delta T_{\text{opt min}}$, figura 2.15. Esta otimização pode ser realizada a partir da criação de várias situações, no que diz respeito à variação da taxa de rentabilidade e do período de retorno. Estes casos irão influenciar a decisão sobre a escolha do equipamento e das características necessárias.

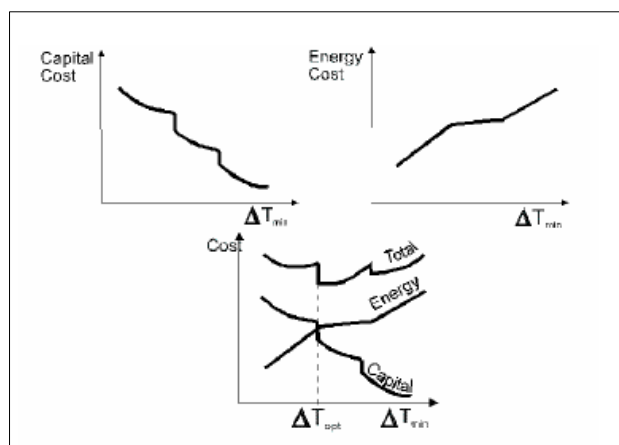


Figura 2.15 – Representação gráfica dos custos de equipamento, energéticos e totais (March, 1998).

Como referido anteriormente, quanto maior o valor de ΔT_{min} , maior serão os custos energéticos associados, uma vez que a transferência de calor entre as correntes é menor e o consumo de utilidades aumenta. O contrário ocorre quando o ΔT_{min} diminui. Relativamente ao custo do equipamento, este diminui quando se pretende uma menor transferência de calor ou seja um ΔT_{min} elevado.

O custo total apresenta um mínimo correspondente ao melhor compromisso entre o investimento na área dos permutadores e o consumo energético do próprio processo.

2.4 Rede de Permutadores de Calor (RPC)

Uma vez identificadas as características termodinâmicas das correntes envolvidas na rede de permutadores de calor e quantos equipamentos serão implementados, importa saber quais as principais regras a seguir na sua construção, de modo a atingir todos os objetivos já referenciados. Esses princípios são relativamente diferentes para as regiões, acima e abaixo do PE, e podem ser representados através de um algoritmo, que facilita a tomada de decisões durante a construção da rede de permutadores de calor, figura 2.16 e 2.17.

Importa referir que todas estas regras são utilizadas obrigatoriamente às correntes que tocam no PE, não sendo necessária a sua imposição a correntes que se afastem do *Pinch*.

Essas regras, quer acima quer abaixo do *Pinch*, correspondem à necessidade de verificação do número de correntes quentes (N_Q) e frias (N_F) e a capacidade térmica associada a cada uma delas (MCp_Q e MCp_F).

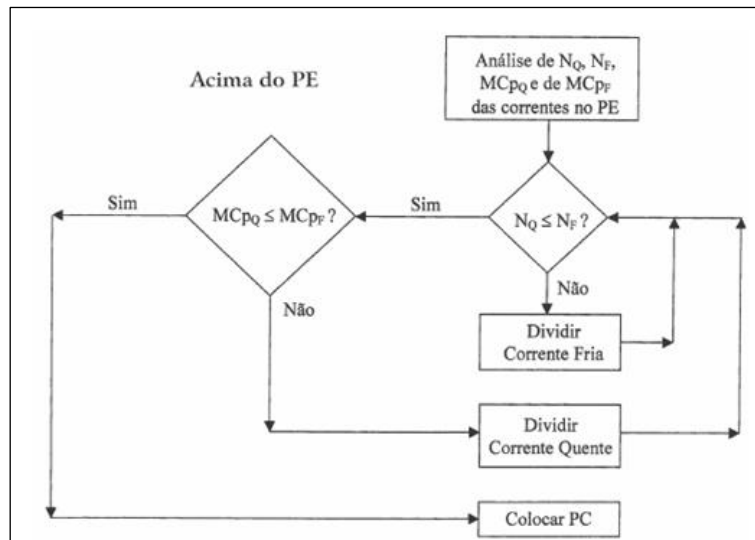


Figura 2.16 - Princípios a seguir na construção da rede de permutadores de calor, acima do PE (Gomes, 2012).

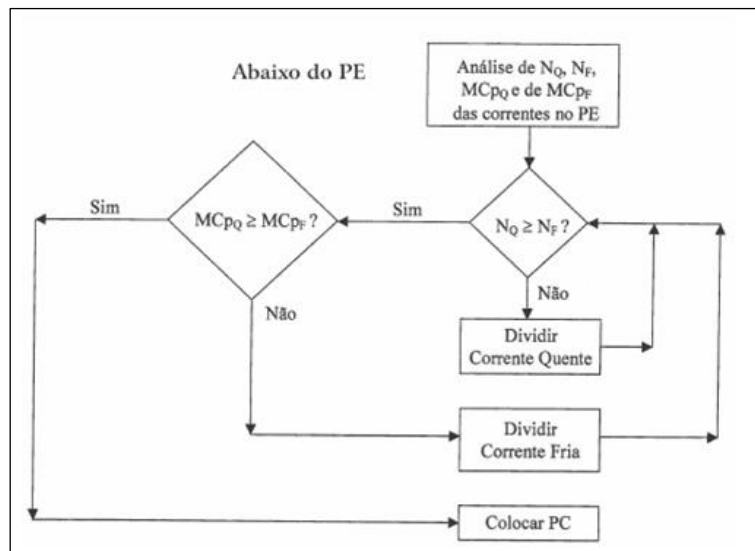


Figura 2.17 - Princípios a seguir na construção da rede de permutadores de calor, abaixo do PE (Gomes, 2012).

De uma forma simplificada, na região acima do *Pinch* devem-se verificar os seguintes condições operacionais, $N_Q \leq N_F$ e $MC_{pQ} \leq MC_{pF}$, para se proceder à implantação de qualquer permutador de calor nesta região. Já na região abaixo do *Pinch* deve-se constatar o contrário, $N_F \leq N_Q$ e $MC_{pF} \leq MC_{pQ}$. Se alguma das situações anteriores não se observar para cada uma das regiões do processo, a divisão de correntes torna-se numa solução possível de contornar o problema.

2.5 Limitações à Integração Energética

Inicialmente num estudo energético é imprescindível considerar todas as correntes neles existentes. Numa fase posterior poderão ser excluídas algumas das correntes estabelecidas, consideradas proibidas. Estas limitações podem ser devidas essencialmente ao tipo de *layout* da unidade fabril, que impossibilita a permuta entre certas correntes, que por exemplo se possam distanciar bastante fisicamente. A integração de correntes com este problema levará a elevados custos de tubagem, bombagem, entre outros, sendo necessário proceder à sua eliminação.

A segurança de um determinado processo pode ser colocada em causa em determinados casos, onde exista troca de calor entre correntes designadas perigosas. Para além disso, a pureza de um produto poderá ser afetada se este, ao passar num permutador de calor, entrar em contato direto com a outra corrente envolvida através de alguma fuga existente. Desta forma, deverá ser evitada a permuta de calor entre correntes com elevado valor processual e altamente poluentes ou perigosas.

As questões operatórias que possam por em causa o arranque ou paragem da unidade poderão também ser condicionantes em certos casos, bem como o controlo e a flexibilidade do próprio processo.

No que respeita ao plano económico, uma determinada integração energética poderá ser rejeitada caso se torne inviável. No entanto, partindo de todas as correntes possíveis, os custos energéticos e totais poderão ser avaliados para todas as opções e poderá ser estudado o efeito de pequenas alterações, de modo a obter a estrutura otimizada.

3 Descrição da Unidade de Pré - Destilação U-0100

A unidade de Pré-destilação, U-0100 é constituída por vários equipamentos industriais, principais e secundários, entre os quais se destacam três colunas de destilação, uma fornalha, duas torres de argila, uma série de permutadores de calor e três acumuladores. O seu funcionamento conduz à produção, a partir de reformado, de uma corrente de benzeno/tolueno, para a unidade de extração de aromáticos, a Arosolvan, e uma corrente de xilenos (C_8 's), para posterior tratamento nas unidades Parex e Isomar.

São também obtidas frações leves de gasolina (C_5^-) com destino à *pool* de gasolinas, e uma corrente de hidrocarbonetos pesados (C_9^+) que tanto é utilizada na produção de solventes (U-0500) como também enviada para a *pool* de gasolinas.

De seguida encontram-se descritas as condições de funcionamento e as características dos referidos equipamentos. Esta descrição foi baseada nos manuais fornecidos pela empresa, “Manual de Operação – Unidade Pré-Destilação U-0100”, “Equipamento Processual” e “Fornalhas”.

3.1 Colunas de Destilação

As colunas de destilação permitem a separação de componentes com diferentes pontos de ebulição, de uma dada corrente, devido a um equilíbrio líquido-vapor que se gera no seu interior. Este equilíbrio só é conseguido com recurso a energia térmica. Normalmente o aquecimento das colunas decorre em equipamentos denominados por reebulidores, totais ou parciais.

As características físicas das colunas, altura e diâmetro, são extremamente variáveis e dependem diretamente da facilidade de separação e dos caudais a tratar. O contacto das duas fases, criadas no interior destas, pode ser estabelecido a partir de pratos ou de enchimentos.

As colunas que se encontram instaladas na unidade em estudo, intituladas por T-0101, T-0102 e T-0103, são colunas de pratos e encontram-se dispostas em série, com funcionamento contínuo.

Coluna de destilação T-0101

Na primeira coluna da unidade, a alimentação (corrente de reformado) da mesma é previamente aquecida, de forma sucessiva em três permutadores, E-0101 e E-0109 A/B.

No permutador E-0101 o aquecimento é efetuado, recorrendo a uma corrente líquida de xilenos (C_8 's) que provém do topo da terceira coluna, T-0103. Nos permutadores E-0109 A e E-0109 B, a funcionar em paralelo, é utilizada uma corrente líquida de hidrocarbonetos pesados (C_9^+), que advém do fundo da coluna T-0103, figura 3.1.

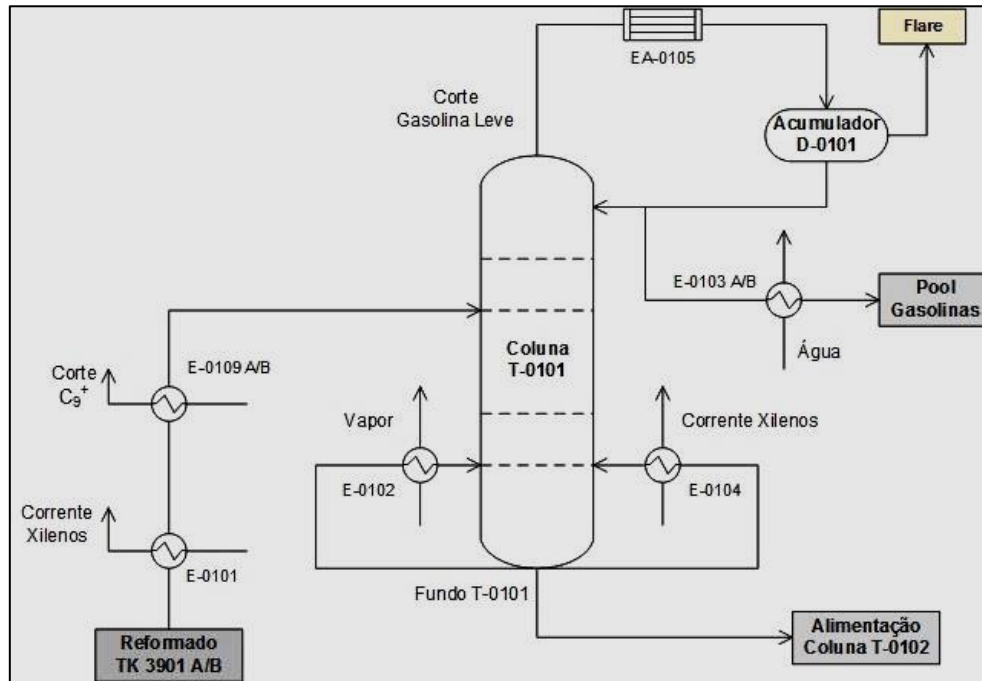


Figura 3.1 – Representação das etapas processuais da primeira coluna da unidade, T-0101.

O aquecimento desta coluna é obtido por meio de dois permutadores, E-0104 e E-0102, que funcionam como reebulidores, e duas correntes externas à mesma: uma corrente gasosa de xilenos (topo da coluna T-0103) e outra corrente de vapor, proveniente da Fábrica de Utilidades. Ambas as correntes sofrem condensação no interior dos respetivos permutadores.

O produto de topo desta coluna é constituído na sua maioria por frações leves de hidrocarbonetos (C_5^-), pelo simples fato de estes apresentarem menor ponto de ebulição face aos outros constituintes do reformado.

Este produto é posteriormente condensado, no aero-arrefecedor EA-0105 e enviado de seguida para um acumulador, D-0101. O objetivo é remover água líquida e componentes gasosos que eventualmente não tenham condensado. Os compostos que não condensam são enviados para a flare, equipamento onde se processa a queima destes.

Após o acumulador, parte do produto retorna à coluna, como refluxo, e o restante é novamente arrefecido, recorrendo a água de arrefecimento, nos permutadores E-0103 A/B.

O produto de fundo é encaminhado como alimentação da segunda coluna, T-0102, uma vez que ainda é constituído por uma mistura elevada de hidrocarbonetos (maioritariamente da gama C_6 a C_9^+).

Coluna de destilação T-0102

Na coluna T-0102 é obtido um produto de topo, constituído essencialmente por benzeno/tolueno e um produto de fundo, hidrocarbonetos da gama C_8/C_9^+ . Este último serve de alimentação à coluna T-0103, figura 3.2.

O corte benzeno/tolueno é condensado no aero-arrefecedor EA-0112 e recebido no acumulador D-0102, com o objetivo de remover apenas gases não condensados. Parte deste condensado retorna à coluna como refluxo, e outra parte é novamente arrefecido através da aplicação de um novo aero-arrefecedor EA-0111. Após este arrefecimento o produto é enviado diretamente para uma outra unidade da FAR, a U-0200.

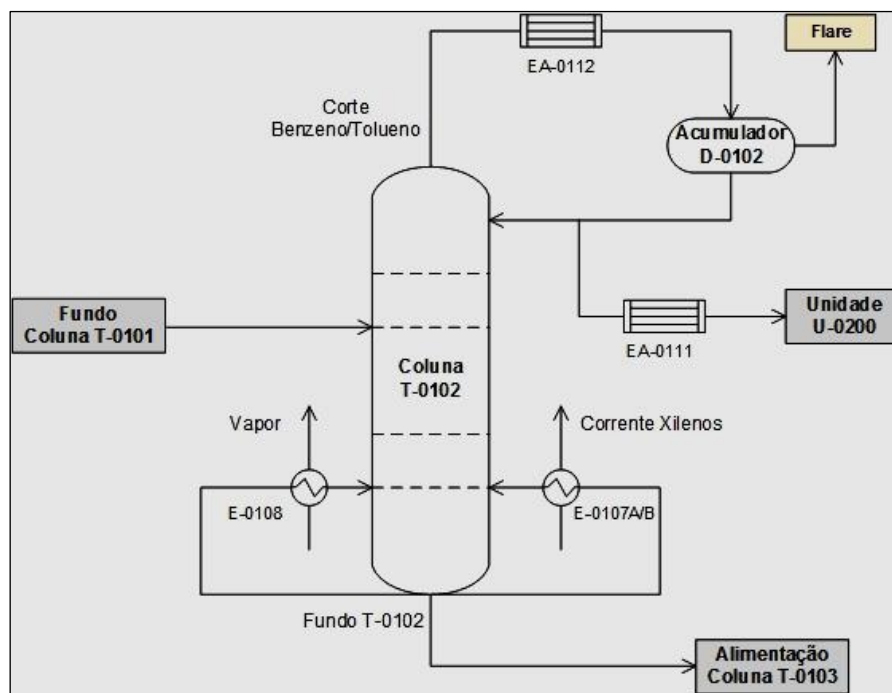


Figura 3.2 - Representação das etapas processuais da segunda coluna da unidade, T-0102.

O aquecimento da coluna T-0102 é efetuado de forma semelhante ao da coluna anterior (T-0101) e decorre nos permutadores E-0107 A/B e E-0108.

Coluna de destilação T-0103

Na terceira e última coluna da unidade, T-0103, é obtido um produto de topo fortemente constituído por xilenos (C_8 's). Esta corrente é enviada para locais distintos em diferentes estados físicos, figura 3.3:

- Diretamente para o acumulador D-0103, depois de condensado no aero-arrefecedor EA-0115 A.
- Colunas T-0101 e T-0102, como fluido de aquecimento das mesmas (estado gasoso), retornando ambas as correntes (estado líquido) para o acumulador D-0103, após arrefecimento no aero-arrefecedor EA-0115 B.

Todas as correntes de xilenos que foram divididas acabam por se misturar no acumulador D-0103. A corrente à saída deste equipamento é novamente dividida, parte é encaminhada para a coluna como refluxo, e a restante é conduzida para o permutador E-0101 (estado líquido), onde decorre o aquecimento do reformado, já mencionado anteriormente. Segue-se o encaminhamento da maior parte da mistura líquida para um tratamento em torres de argila.

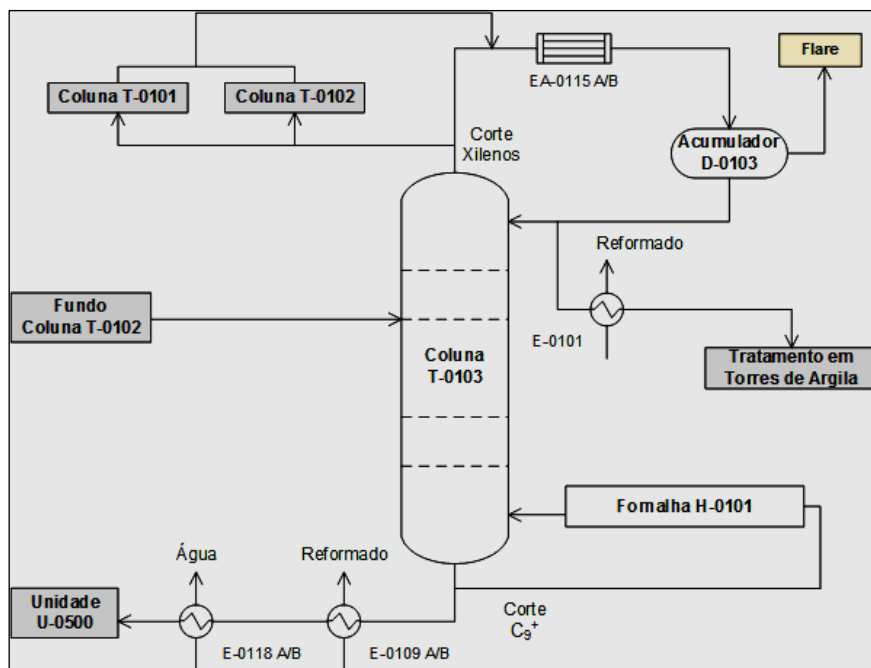


Figura 3.3 - Representação das etapas processuais da terceira coluna da unidade, T- 0103.

O produto de fundo é enviado para a unidade U-0500 da respetiva fábrica, previamente arrefecido com a corrente de reformado e uma outra corrente de água, respetivamente nos permutadores E-0109 A/B e E-0118 A/B.

O processo de aquecimento desta coluna é diferente relativamente ao efetuado nas colunas anteriores, T-0101 e T-0102. Neste caso o reebulidor da coluna corresponde a uma fornalha, a H-0101. Parte do produto de fundo da coluna T-0103 é direcionada para o interior da fornalha, parcialmente vaporizada e novamente alimentada à coluna.

3.2 Fornalha H-0101

A utilização das fornalhas na refinaria tem como finalidade o aquecimento e vaporização, de forma mais eficiente dos fluidos processuais. Tal é conseguido a partir da queima direta de combustível.

A fornalha H-0101 é utilizada como reebulidor da coluna T-0103 ou seja, é a fonte direta de aquecimento da respetiva coluna. Nesta é utilizado este tipo de reebulidor pelo facto de os hidrocarbonetos presentes na corrente de fundo da mesma (C_8 e C_9^+) possuírem pontos de ebulição bastante elevados.

Uma fornalha é essencialmente constituída por 2 partes fundamentais: uma câmara de combustão onde decorre a transferência de calor e queimadores, que podem ser destinados a fuel óleo ou fuel gás. A fornalha em estudo é titular dos dois tipos de queimadores, sendo possível a queima mista dos dois tipos de combustível. Para além do combustível é utilizado ainda ar e vapor saturado, sendo que este último serve para promover a atomização do fuel óleo, figura 3.4.

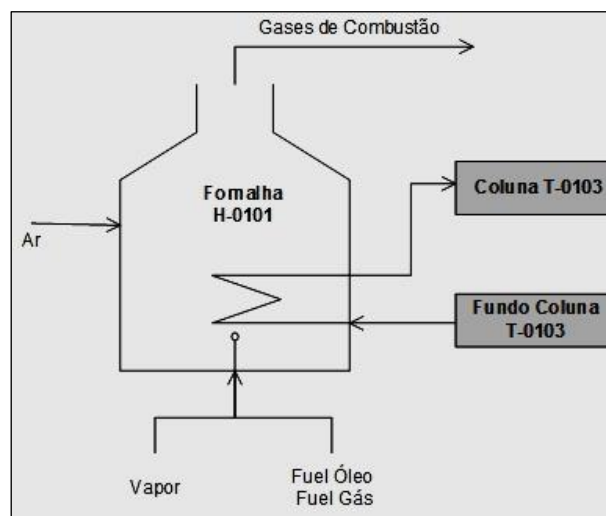


Figura 3.4 – Representação do funcionamento normal da fornalha H-0101.

3.3 Torres de argila R-0151 A/B

O objetivo do sistema de tratamento por argila é remover pequenos vestígios de di-olefinas e produtos não aromáticos insaturados semelhantes.

A argila atua como catalisador e faz com que as impurezas não saturadas se polimerizem, produzindo compostos mais pesados, dos quais alguns são retidos na própria argila e os restantes removidos pela corrente de fundo.

Esta pequena instalação é constituída por duas colunas idênticas A e B que trabalham em série, em condições normais. A sua alimentação corresponde a uma mistura líquida de xilenos, que é previamente aquecida no permutador E-0110, com uma corrente de hidrocarbonetos pesados (C_9^+), que advém do fundo da coluna T-0103. Este aquecimento é realizado com o intuito de facilitar a polimerização dos compostos insaturados presentes na mistura. Após este tratamento a mistura de xilenos é enviada para a unidade Isomar, U-0400.

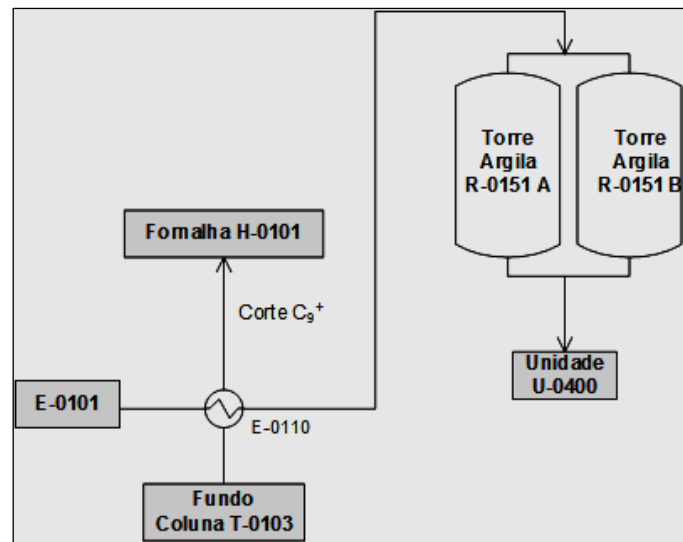


Figura 3.5 - Representação do processo de tratamento em torres de argila.

3.4 Permutadores de calor

Os permutadores utilizados na unidade processual são de diversas tipologias, sendo os aero-arrefecedores e permutadores de carcaça e tubos os mais utilizados. A finalidade é a mesma, realizar o aquecimento, arrefecimento ou mudança de fase das correntes. A diferença entre eles diz respeito ao fluido que utilizam para a sua concretização, bem como a configuração estrutural de cada um.

Aero-arrefecedores

Na unidade em questão encontram-se instalados cinco aero-arrefecedores principais sendo eles o EA-0105, EA-0111, EA-0112, EA-0115 A e EA-0115 B.

Estes equipamentos geralmente são responsáveis pela condensação dos produtos de topo das colunas de destilação. O seu principal objetivo é condensar/arrefecer esses fluidos processuais através da troca de calor com ar.

Este tipo de permutador possui elevada sensibilidade à transferência de calor face a alterações bruscas de temperatura ambiente, havendo perda de eficiência quando existe principalmente subida da temperatura externa.

Apesar disso, possui a vantagem de ter custos de operação relativamente baixos, quando comparados com outros permutadores. Estes geralmente têm apenas inerentes custos de energia elétrica, associadas às potências instaladas dos ventiladores.

Podem ser distinguidos, segundo o seu funcionamento, por circulação induzida ou por circulação forçada, figura 3.6. A principal diferença entre os dois diz respeito à localização do ventilador face aos tubos por onde circula o fluido que se pretende arrefecer.

Na circulação induzida o ventilador encontra-se posicionado acima do feixe tubular contrariamente ao de circulação forçada.

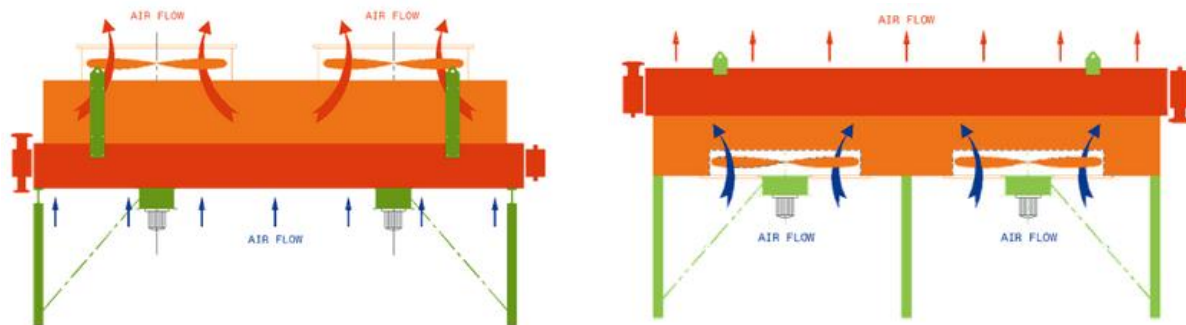


Figura 3.6 – Aero-arrefecedores por circulação induzida (esquerda) e forçada (direita).

Permutadores de Carcaça e Tubos

Estes equipamentos são os que existem em maior quantidade na unidade U-0100, encontrando-se quinze instalados e a funcionar efetivamente, sem contabilizar os que existem nas proximidades da flare.

Muitos destes encontram-se a funcionar em paralelo enumerando-se os E-0103 A/B, E-0107 A/B, E-0109 A/B, E-0118 A/B e E-0119 A/B. Os restantes operam de forma unitária, sendo eles o E-0101, E-0102, E-0104, E-0108 e o E-0110.

Os equipamentos referenciados anteriormente possuem diferentes tipos de configuração. Podem ser destacados dois tipos principais, os permutadores de placa de tubos fixa (BEM) e de cabeça flutuante (BES). Na figura 3.7 podem ser observadas as diferenças estruturais destes dois tipos de permutadores.

Os permutadores de placa de tubos fixa são caracterizados pela sua construção simples e económica, possibilitando a limpeza dos tubos, quer por métodos mecânicos quer químicos.

Contudo possui a desvantagem da inacessibilidade no exterior dos tubos, para limpeza, uma vez que o feixe de tubos não pode ser removido (Ribeiro, 2011). Os problemas associados a “fouling” são mais preocupantes nesta região, sendo preferível a circulação nesta zona de fluidos que causem menor sujamento.

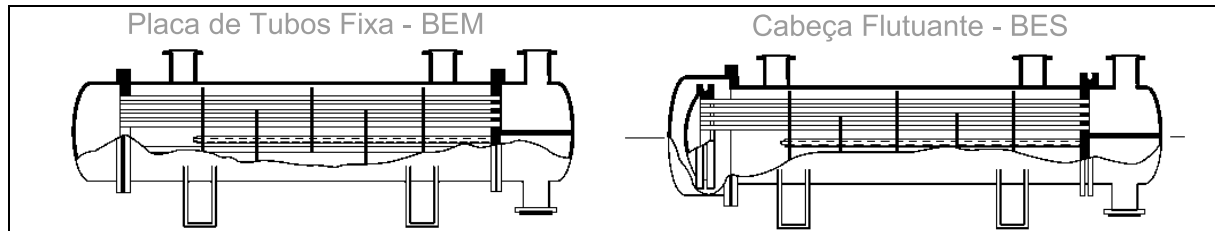


Figura 3.7 – Tipologias de permutadores de carcaça e tubos utilizados na unidade U0100 (Ilan, 2007).

Já os permutadores de cabeça flutuante são equipamentos indicados para trabalhar sobre temperaturas e pressões elevadas. O feixe de tubos é constituído por tubos retilíneos, ligados em ambas as extremidades a placas de tubos. Esta placa projeta-se para além da carcaça e é selada usando uma cobertura, mais comumente designada por cabeça flutuante. Os tubos facilmente são removidos para limpeza e manutenção, possibilitando-a quer no exterior quer no interior. O custo de um permutador com este tipo de características é cerca de 25% superior ao do tipo de placa de tubos fixa.

3.5 Acumuladores

Estes equipamentos permitem efetuar a retenção de produtos, assim como a separação de duas fases distintas. Na refinaria encontram-se instalados diferentes tipos de acumuladores, entre eles destacam-se os acumuladores simples, com bota e verticais. Na unidade analisada encontram-se alojados apenas três acumuladores, referenciados como D-0101, D-0102 e D-0103.

Os acumuladores D-0101 e D-0103 são os únicos que possuem na sua constituição bota, já o D-0102 é um acumulador simples.

Os acumuladores simples têm a função de aglomerar as correntes líquidas, permitindo a separação de alguma fase gasosa, que é enviada para a flare. Este tipo de equipamento é normalmente usado para receber correntes de saída do topo de colunas de destilação, depois de condensadas.

Os acumuladores com bota possuem o mesmo objetivo que o anterior mas, para além disso, consegue ainda separar duas fases líquidas com diferentes densidades. É correntemente utilizado com o intuito de remover água da constituição dos condensados. Na figura 3.8 pode ser visualizada a diferença estrutural dos acumuladores utilizados na unidade U-0100.

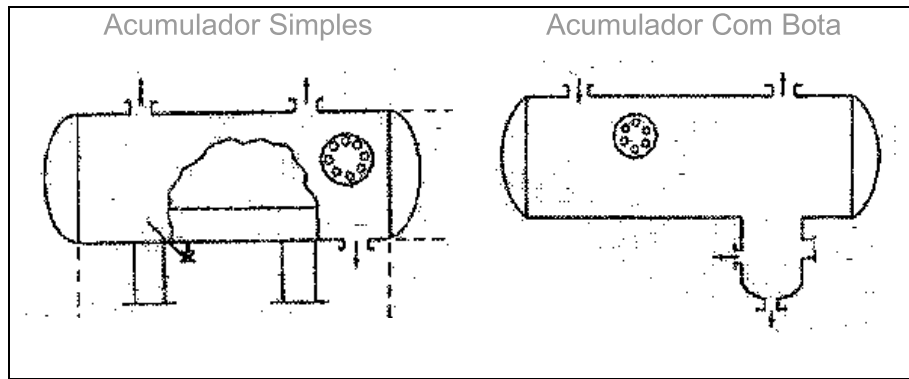
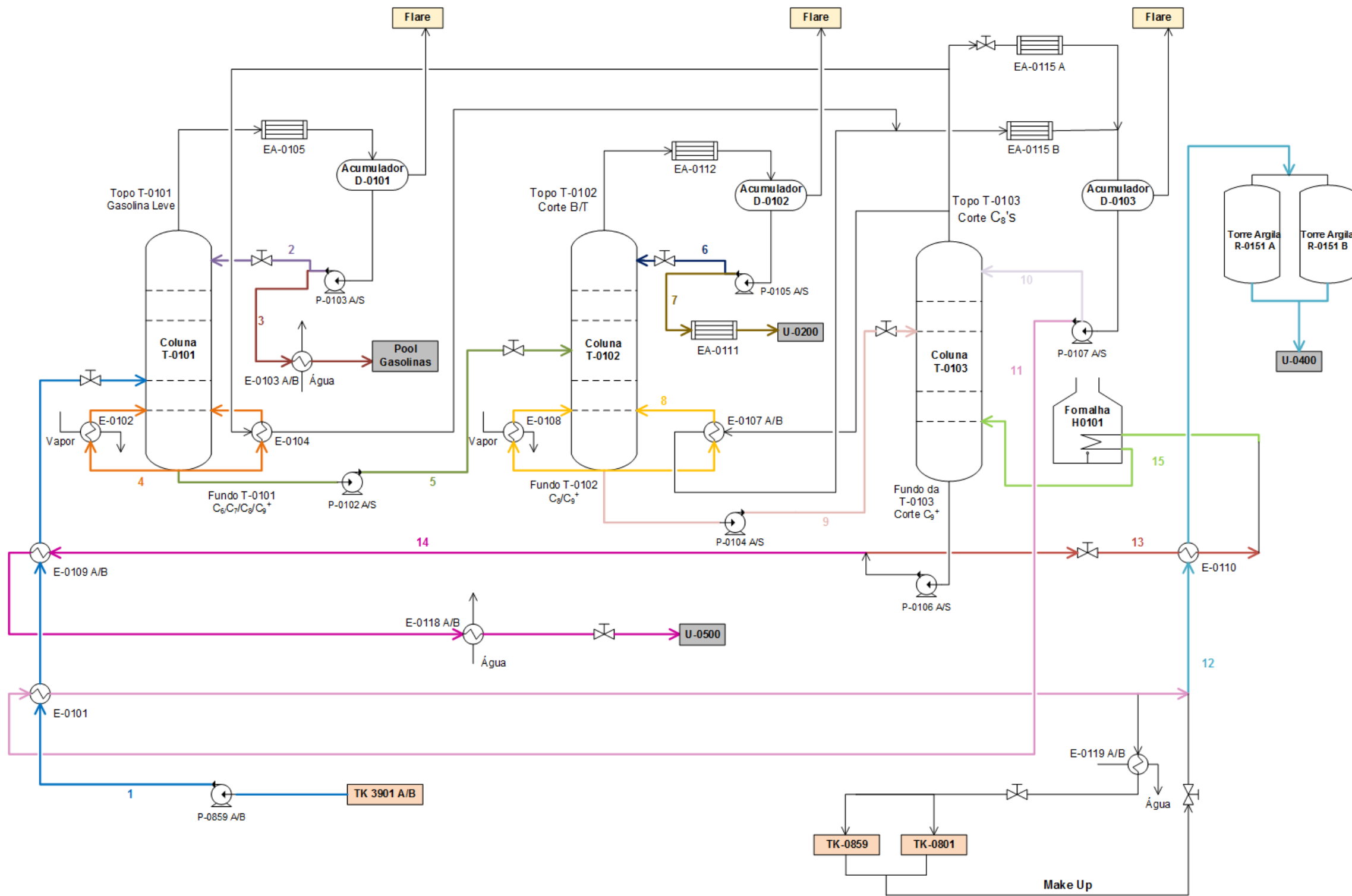


Figura 3.8 - Tipologias de acumuladores utilizados na unidade U-0100.

3.6 Diagrama Processual da Unidade U-0100

Para melhor visualização de todo o processo, procedeu-se à construção do diagrama geral da unidade de Pré-destilação U-0100, figura 3.9. Neste diagrama todas as correntes envolvidas no processo encontram-se devidamente identificadas e numeradas. Para além disso representam-se todos os equipamentos, quer os principais, quer os auxiliares, já mencionados anteriormente.



Legenda:

- 1** – Corrente de reformado, alimentação da coluna T-0101.
- 2** – Corrente de gasolina leve, com refluxo para a coluna T-0101.
- 3** – Corrente de gasolina leve com destino a pool de gasolinas.
- 4** – Corrente de fundo da T-0101, com recirculação.
- 5** – Corrente de fundo da T-0101, alimentação da coluna T-0102.
- 6** – Corrente de Benzeno/Tolueno, com refluxo para a coluna T-0102.
- 7** – Corrente de Benzeno/Tolueno com destino a U-0200.
- 8** – Corrente de fundo da T-0102, com recirculação.
- 9** – Corrente de fundo da T-0102, alimentação da coluna T-0103.
- 10** – Corrente de Xilenos, com refluxo para a coluna T-0103.
- 11** – Corrente de Xilenos, com destino o armazenamento.
- 12** – Corrente de Xilenos, com destino a U-0400.
- 13** – Corrente de hidrocarbonetos pesados com destino o E-0110.
- 14** – Corrente de hidrocarbonetos pesados, enviada para a U-0500.
- 15** – Corrente de hidrocarbonetos pesados, com destino a fomalha H-0101.

Figura 3.9 - Diagrama Processual da Unidade U-0100.

4 Levantamento Energético à Unidade U-0100

Para se realizar a integração energética à unidade de pré-destilação, U-0100, procedeu-se a um levantamento energético da mesma. Este levantamento só foi conseguido após a devida identificação e seleção das correntes processuais. Para além destas correntes tornou-se importante qualificar e quantificar as utilidades que atualmente são empregues no processo.

4.1 Identificação das correntes

A correta identificação, seleção e recolha de dados das diferentes correntes que compõe o processo de separação foi considerada a etapa mais importante e mais delicada de toda a otimização energética. A precisão e exactidão dos valores recolhidos terá um peso significativo sobre a qualidade e viabilidade das soluções obtidas.

As correntes processuais foram selecionadas consoante o tipo de modificação térmica, arrefecimento, aquecimento e/ou mudança de fase, entre o seu local de origem e de destino. As operações unitárias intermédias não foram contabilizadas, interessando apenas as condições operatórias observadas nos extremos de cada corrente.

No diagrama processual, figura 3.9, destacam-se as correntes:

- A corrente de reformado (1), carga à unidade, sofre exclusivamente aquecimento até ao seu destino (coluna T-0101), sendo intitulada como corrente fria.
- Para a corrente de topo da coluna T-0101 foram distinguidas duas correntes (2 e 3), pelo simples fato de estas tomarem destinos diferentes, uma ser enviada para a *pool* de gasolinas e a outra reenviada para a própria coluna. São duas correntes independentes apesar de possuírem a mesma composição. A condensação e arrefecimento são verificados em ambas, sendo denominadas por correntes quentes.
- Nas correntes de topo das outras duas colunas, T-0102 e T-0103, o mesmo acontece, procedendo-se novamente à divisão de correntes consoante o seu destino (6,7 e 10,11). Todas elas cedem energia ao longo do seu percurso processual sendo de igual forma definidas como correntes quentes.
- A corrente de fundo da coluna T-0103 (14), com destino à unidade de produção de solventes (U-0500), sofre exclusivamente arrefecimento, sendo portanto uma corrente quente.

- A corrente de xilenos que integra o tratamento de argila foi identificada como independente (12). Esta adquire energia com o seu aquecimento, sendo intitulada como corrente fria.
- A corrente de fundo da coluna T-0103, rumo à fornalha H-0101, foi dividida em duas (13 e 15), não por uma questão de divisão de caudais mas sim pelas suas características energéticas diferentes. Ao longo de todo o percurso processual, ocorrem diferentes tipos de modificações térmicas, primeiro o arrefecimento da corrente antes da fornalha, e depois o seu aquecimento/vaporização parcial no interior da mesma. Desta forma duas correntes distintas foram consideradas, a corrente que liberta (13) e a que recebe (15) calor, respetivamente quente e fria.
- As correntes de fundo das colunas T-0101 e T-0102, responsáveis pelo aquecimento das mesmas, através da recirculação, foram vistas como correntes únicas (4 e 8), para cada coluna. Ambas requerem energia térmica, energia que torna possível a sua vaporização parcial. Estas são denominadas por correntes frias.

Apesar de as correntes de fundo das colunas T-0101 e T-0102 (5 e 9) se encontrarem representadas no diagrama processual, não serão incluídas na integração energética. Após conhecer o processo constatou-se que era mais favorável, em termos de eficiência, que estas correntes não sofressem qualquer tipo de modificação térmica ao longo da sua extensão. Constatado que estas não são passíveis de transferir energia para outras correntes, não poderão ser incluídas na referida análise. Contudo a sua identificação tornou-se importante para a realização de balanços de massa efetuados às colunas de destilação.

4.2 Análise energética das correntes

Após a devida identificação das correntes foi possível iniciar a recolha de dados experimentais associados a estas, fundamentais à determinação das necessidades térmicas globais do processo.

Esta recolha foi conseguida através do programa instalado na FAR, o *Aspen Process Explorer*. Para além desta ferramenta recorreu-se à base de dados do laboratório da respetiva fábrica, para extração de outros dados. Todos os valores obtidos são referentes ao funcionamento da unidade no ano 2013.

Inicialmente obtiveram-se, para as correntes enumeradas anteriormente, as seguintes condições operatórias médias, caudal mássico diário, temperatura inicial, temperatura final e composição mássica. Esses valores podem ser consultados nos anexos A.1 e A.3. É de salientar que o valor presente na tabela A.1 do anexo A.1, referente ao caudal mássico

diário da corrente 14 não corresponde ao utilizado na respetiva integração. Este foi substituído pelo valor determinado por balanços de massa às colunas de destilação (anexo C.1), apesar de não ser muito diferente do valor medido pela fábrica.

Tendo em vista a determinação das necessidades energéticas das correntes 4 e 8, recorreu-se a condições de operação das correntes responsáveis pela vaporização das mesmas, o vapor de média pressão (VMP) e a mistura de xilenos (C_8 's). Desta forma procedeu-se à recolha de caudais mássicos e temperaturas dessas mesmas correntes. No caso da corrente de vapor foi também recolhida a sua pressão relativa. Todos esses dados encontram-se apresentados no anexo A.2.

A obtenção da composição química das correntes tornou-se um aspeto fundamental para a determinação da capacidade calorífica média, do calor sensível e do calor latente das mesmas. Parte das composições foram obtidas através de registos do laboratório da FAR. As restantes foram determinadas recorrendo a balanços de massa aos constituintes orgânicos, existentes em cada corrente. Os valores recolhidos podem ser consultados no anexo A.3 e os determinados no anexo B.1. No anexo C.2 encontra-se a exemplificação dos balanços de massa anteriormente mencionados.

Para além de todos estes dados, foram extraídos de bibliografia específica da área, propriedades e constantes empíricas que conduziram de igual forma à determinação da capacidade calorífica média, do calor sensível e do calor latente das correntes. Estas propriedades podem ser consultadas no anexo A.4. Nos anexos C.3, C.4 e C.5 encontram-se exemplificados todos os cálculos inerentes à obtenção do calor sensível e calor latente de vaporização/condensação das diferentes correntes processuais. Todos os valores determinados podem ser consultados nos anexos B.2 e B.3.

Após a obtenção das variações entálpicas sofridas por cada corrente do processo, procedeu-se à comparação energética entre as mesmas. Foi realizada também a quantificação de toda a energia térmica envolvida no processo, correspondendo esta ao somatório da que é cedida pelas correntes quentes e da que é requerida pelas correntes frias.

Na figura 4.1, podem ser diferenciadas as correntes com maior necessidade térmica (correntes frias) e maior potencial térmico (correntes quentes). É de referir que os valores representados graficamente correspondem a valores anuais e foram previamente determinados (anexo C.6) podendo ser consultados na tabela B.21 do anexo B.4.

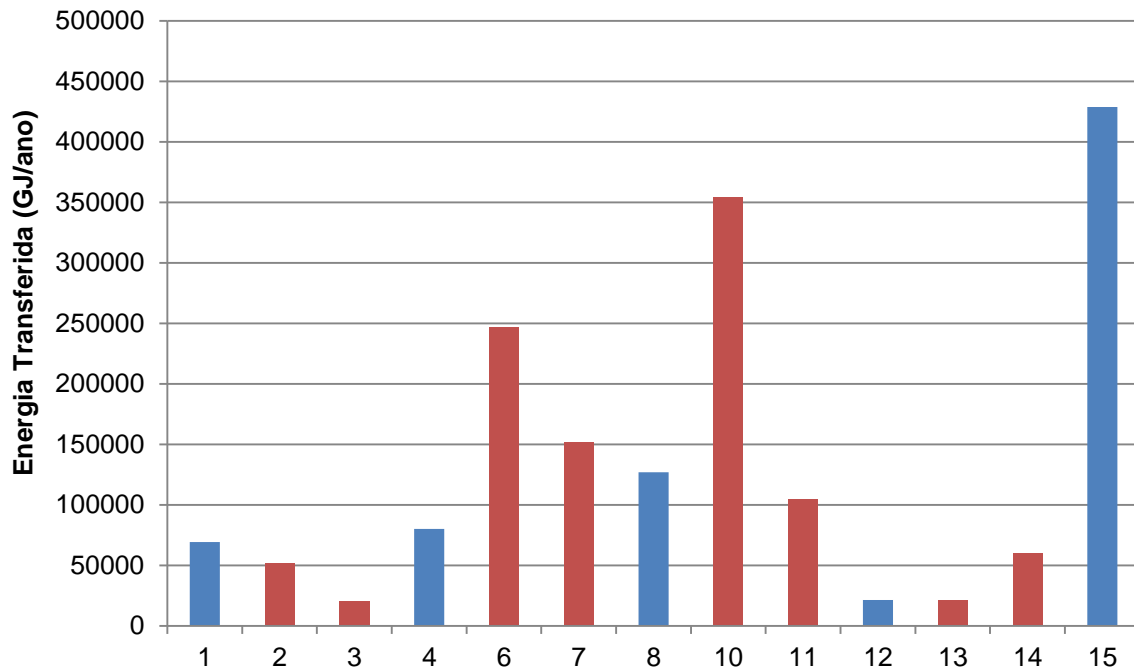


Figura 4.1 – Variação energética anual das correntes quentes e frias do processo.

No processo vigente, verifica-se a existência maioritária de correntes quentes. No total contabilizam-se 8 correntes quentes e apenas 5 frias.

Quando se analisa apenas as correntes quentes, conclui-se que as que libertam maior energia térmica, em termos anuais, são as correntes de topo das colunas T-0103 e T-0102 (10 e 6), respetivamente 353663 GJ e 246258 GJ.

Relativamente às correntes frias é a corrente 15 que se destaca em termos de necessidade energética anual, cerca de 428935 GJ. Tal é justificado por ser esta a corrente que atravessa a fornalha da unidade. Este tipo de equipamento é maioritariamente responsável por um elevado consumo energético e conseqüentemente por uma elevada transferência de calor para os fluidos que por lá circulam.

Para além desta, as que promovem o aquecimento das colunas T-0101 e T-0102, correntes 4 e 8, são também detentoras de uma elevada necessidade energética, respetivamente 80090 GJ e 126878 GJ.

Na tabela seguinte, 4.1, apresentam-se os valores referentes à energia térmica total transferida anualmente, quer pelas correntes quentes quer pelas correntes frias. Para além disso foi quantificada a energia envolvida no processo.

Tabela 4.1 - Energia envolvida anualmente no processo, transferida pelas correntes quentes e frias.

Processo	Correntes	$E_{Transferida}$ (GJ/ano)	E_{Total} (GJ/ano)
Atual	Quentes	1009781	1736182
	Frias	726401	

No processo a energia térmica anual ascende os 1736182 GJ, correspondendo ao somatório das energias individuais das correntes quentes e frias. A distribuição dessa energia pode ser representada consoante o peso energético de cada tipo de corrente, quente e fria, figura 4.2.

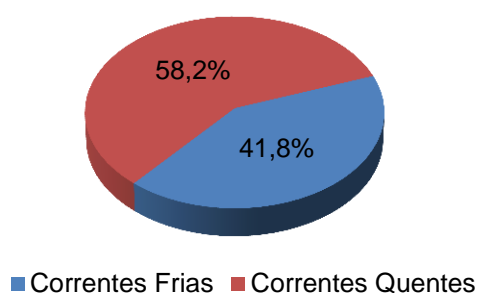


Figura 4.2 – Distribuição da energia térmica anual envolvida no processo.

A fatia com maior peso corresponde à das correntes quentes, cerca de 58,2%.

Conhecendo esta realidade o processo necessitaria apenas de utilidades frias para remover o excedente térmico associado às correntes quentes. No entanto isto apenas seria possível num caso ideal, onde a recuperação energética entre as correntes fosse máxima e possível e o recurso a utilidades quentes fosse nula. Como será possível constatar de seguida, na presente dissertação, tal não acontece, existindo o consumo de ambas as utilidades no processo. Um dos objetivos da presente integração é verificar se é possível diminuir consideravelmente o uso dessas mesmas utilidades.

Outra análise importante que deve ser feita diz respeito ao consumo energético nos reebulidores das colunas de destilação. Verifica-se que as correntes responsáveis pelo aquecimento das três colunas, correntes 4, 8 e 15, são as que apresentam maior necessidade energética, como seria de esperar. Os reebulidores são equipamentos que integram as colunas de destilação, e têm como objetivo fornecer energia térmica, garantindo o processo de separação, sendo por isso grandes consumidores de energia.

Na figura seguinte, 4.3, representa-se a distribuição da energia térmica fornecida ao sistema, para o aquecimento exclusivo das colunas de destilação. Grande parte desta

energia é proveniente de utilidades externas, sendo elas designadamente o fuel gás, o fuel óleo e o vapor.

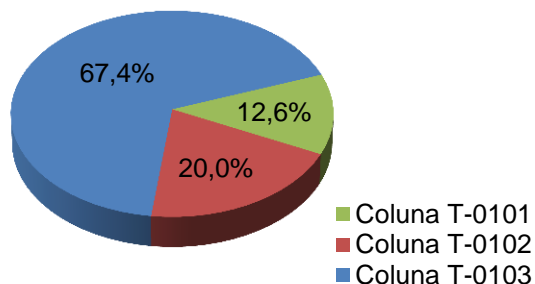


Figura 4.3 – Distribuição da energia fornecida anualmente para o aquecimento das colunas.

O processo de separação, de coluna para coluna, torna-se mais difícil, e por isso o aquecimento aumenta gradualmente. A semelhança estrutural dos constituintes orgânicos e os seus elevados pontos de ebulição na última coluna de separação (T-0103) contribuem notoriamente para essa diferença energética.

De toda a energia transferida anualmente, cerca de 635903 GJ, nos reebulidores das colunas, apenas 12,6% dessa energia corresponde à que foi fornecida à coluna T-0101, 20,0% à coluna T-0102 e 67,4% à coluna T-0103.

É sabido que a energia necessária para o aquecimento da coluna T-0103, na fornalha H-0101, é obtida exclusivamente a partir da queima de dois tipos de combustível, fuel óleo e fuel gás. No entanto o aquecimento das outras duas colunas é realizado de maneira diferente e através de duas vias.

Parte desse aquecimento é realizado a partir de vapor de média pressão e outra parte através de uma mistura de xilenos. Neste caso pode ser efetuada a comparação, do contributo energético de cada uma delas, quer para a corrente 4 quer para a corrente 8, nomeadamente para as colunas T-0101 e T-0102. Esta representação encontra-se disposta na figura 4.4. Os valores apresentados encontram-se tabelados no anexo B.4, tabela B.20.

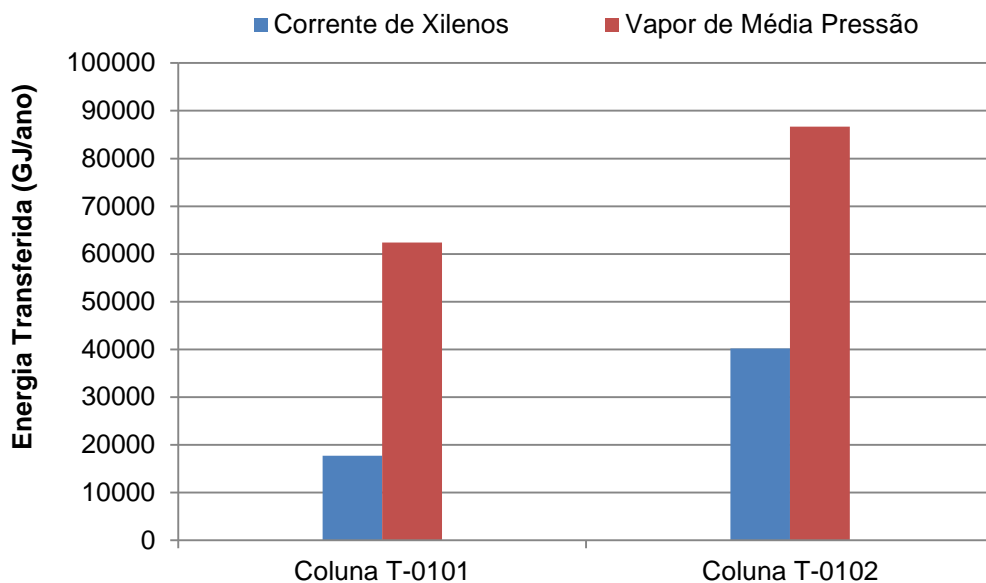


Figura 4.4 – Energia transferida anualmente pela corrente de vapor e de xilenos para as colunas T-0101 e T-0102.

Analisando a figura anterior constata-se que a energia transferida, para o aquecimento de ambas as colunas, provém maioritariamente da corrente de vapor. Observa-se também que a energia cedida pela corrente de xilenos e pela corrente de vapor aumenta consideravelmente da coluna T-0101 para a coluna T-0102, como já foi analisado anteriormente.

Os valores de energia térmica, libertada pelo vapor anualmente, para o aquecimento das colunas T-0101 (corrente 4) e T-0102 (corrente 8), são respetivamente 62384 GJ e 86676 GJ. Já para a corrente de xilenos os valores de energia cedida são respetivamente 17706 GJ e 40202 GJ.

Pode-se constatar que o aquecimento destas colunas parece estar integrado, pelo simples facto de este não ser feito exclusivamente por recurso a vapor. Ocorre reaproveitamento energético parcial de uma corrente processual, que possui um dado potencial térmico. Um dos aspetos a analisar numa fase posterior será a possibilidade de diminuir o consumo de vapor nos reebulidores das referidas colunas.

4.3 Sistema de utilidades do processo

O processo atual de destilação do reformado dispõe de um sistema de utilidades. Desse sistema fazem parte utilidades quentes, sendo elas o fuel óleo, fuel gás e vapor de média pressão e utilidades frias, nomeadamente a água de arrefecimento e energia elétrica (resultante da utilização de ar atmosférico como fluido de arrefecimento nos aero-arrefecedores).

Da base de dados da FAR foram recolhidos valores operacionais que quantificam os consumos mássicos da maioria das utilidades. Esses dados são referentes, de igual forma, ao funcionamento da unidade no ano 2013, podendo ser consultados no anexo A.5, tabela A.7.

Na figura 4.5 apresentam-se os consumos mássicos relativos aos dois tipos de combustíveis utilizados na fornalha H-0101, para cada mês do referido ano. Estes dois funcionam como utilidade quente, uma vez que a sua queima fornece a outros fluidos processuais uma determinada energia térmica.

No mês de Maio, do referido ano, ocorreu paragem da unidade, essencialmente para manutenção e limpeza de determinados equipamentos. Quando tal acontece a alimentação à unidade (reformado) é praticamente nula, no entanto o recurso a utilidades mantêm-se, apesar de mais reduzido, como é o caso do combustível, do vapor e de energia elétrica. No entanto para a quantificação dos consumos anuais de utilidades pelo processo, este mês não foi contabilizado.

Analisando a figura seguinte verifica-se que o recurso a fuel óleo foi diminuído até à sua eliminação definitiva. A partir do mês de Abril a fornalha H-0101 passou a funcionar apenas com fuel gás, observando-se por isso um aumento no consumo deste combustível a partir dessa data, para suprimir as mesmas necessidades térmicas estabelecidas pelo processo.

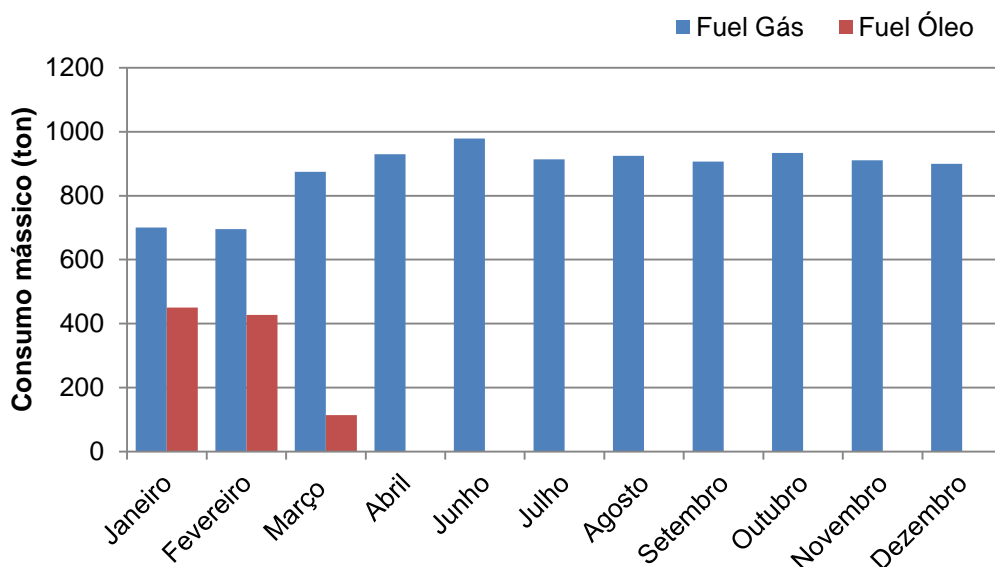


Figura 4.5 – Consumo mássico mensal de fuel óleo e fuel gás, na fornalha H-0101 no ano 2013.

O fuel óleo pode ser definido como sendo um combustível líquido que possui na sua constituição um elevado teor de enxofre, quando comparado com o fuel gás. As elevadas restrições ambientais têm conduzido de forma gradual à sua exclusão dos processos industriais, devido à sua queima ser extremamente poluente. Para além disso este gera menor energia térmica face à queima de fuel gás, uma vez que possui um poder calorífico inferior menor. A relação custo/energia fornecida torna-se desfavorável, sendo também desvantajoso a sua utilização por motivos de carácter económico.

Relativamente ao vapor utilizado na unidade, este é intitulado de média pressão e é proveniente da FUT. Chega à FAR sobreaquecido, a uma pressão média relativa de 15,3 barg e uma temperatura média de 262°C. O consumo deste tipo de utilidade é verificado exclusivamente nos reebulidores das colunas T-0101 e T-0102, respetivamente nos permutadores E-0102 e E-0108 (figura 3.9). A sua quantificação média foi recolhida da base de dados da FAR e os valores relativos a cada coluna encontram-se presentes na tabela A.4 do anexo A.2.

Os consumos mássicos de vapor de média pressão, nas colunas T-0101 e T-0102, totalizam uma média de 215 toneladas diárias. Desprezando o mês de Maio, o consumo anual de vapor ascende às 70950 toneladas.

A refinaria possui um circuito de água que é usada para arrefecer determinadas correntes processuais. Entre as aplicações mais comuns para este tipo de utilidade encontra-se o arrefecimento de produtos, que devem respeitar uma temperatura máxima para armazenamento. Após a sua utilização e conseqüente aquecimento, este fluido é enviado para torres de arrefecimento, que se localizam na central de utilidades. Nestes equipamentos o caudal de água que lá circula é mantido fixo e constantemente arrefecido e distribuído para os diferentes processos do complexo industrial.

A água de arrefecimento funciona então como utilidade fria, sendo responsável pela remoção de energia térmica das correntes 3, 11 e 14, respetivamente nos permutadores E-0103 A/B, E-0119 A/B e E-0118 A/B.

Na figura 4.6 representam-se os consumos mássicos da água de arrefecimento em todo o processo, para cada mês do referido ano. Verifica-se pela figura que o consumo desta utilidade é extremamente elevado quando comparado com todas as outras já mencionadas (vapor e combustível).

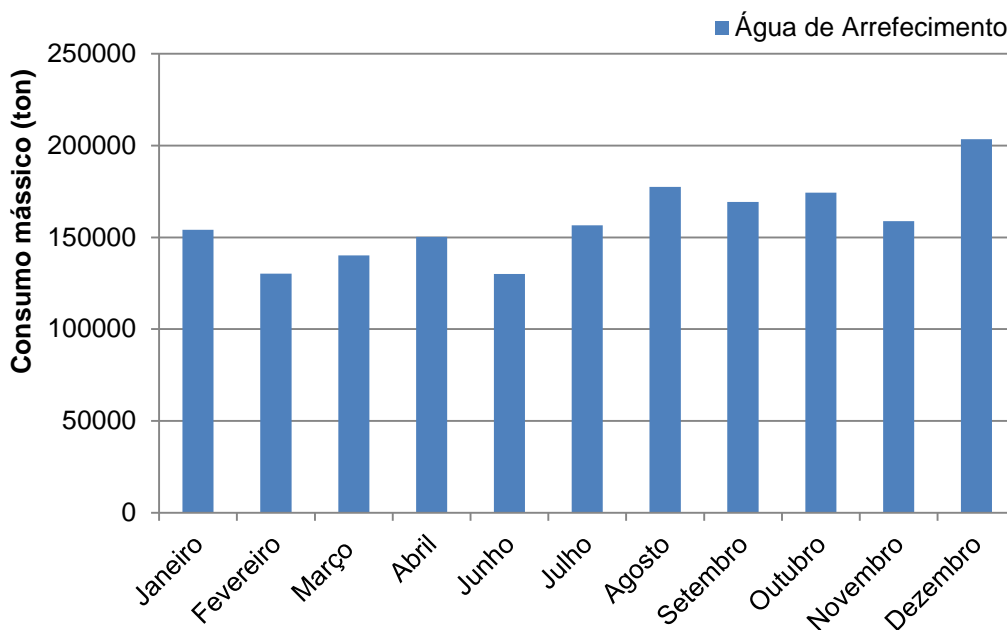


Figura 4.6 - Consumo mássico mensal de água de arrefecimento, no ano 2013.

Na tabela seguinte, 4.2, encontram-se os valores referentes aos consumos mássicos anuais das utilidades empregues no processo, passíveis de quantificação. O consumo anual de fuel gás, fuel óleo e água de arrefecimento correspondem ao somatório dos consumos mássicos verificados em cada mês do ano, representados nas figuras 4.5 e 4.6.

É de salientar mais uma vez, analisando a tabela seguinte, a diferença enorme do consumo de água de arrefecimento face às outras utilidades. No entanto este consumo elevado não reflete o peso que exerce no processo, em termos de energia transferida.

Tabela 4.2 – Consumos mássicos anuais das utilidades quentes e frias na unidade U-0100.

Utilidades	Consumo Anual (ton)
Fuel Gás	9670
Fuel Óleo	991
Vapor de Média Pressão	70950
Água de Arrefecimento	1744878

O consumo de vapor e de fuel óleo foram respetivamente o mais elevado e o mais baixo, no seio das utilidades quentes. Da mesma forma estes consumos não traduzem efetivamente qual destes dois fluidos disponibilizou maior energia térmica para o processo. Esta energia dependerá fortemente das condições operatórias de cada utilidade.

Para além de água de arrefecimento existe ainda outra utilidade fria que é empregue, a energia elétrica. Esta corresponde à utilização do ar, sendo basicamente utilizado nos aero-arrefecedores. O seu consumo em termos mássicos não se torna relevante para o estudo,

no entanto o consumo de energia elétrica, que possibilita a sua utilização, torna-se importante para a respetiva integração. Este tipo de energia é exportado de igual forma da FUT, para o devido funcionamento dos equipamentos (potência dos ventiladores) enumerando-se os aero-arrefecedores EA-0105, EA-0112, EA-0111 e o EA-0115 A/B.

Da base de dados da FAR foram recolhidos valores experimentais que quantificam os consumos elétricos totais da unidade U-0100. Esses dados podem ser consultados no anexo A.5, tabela A.10. Na figura 4.7, apresentam-se esses mesmos consumos, para cada mês do referido ano.

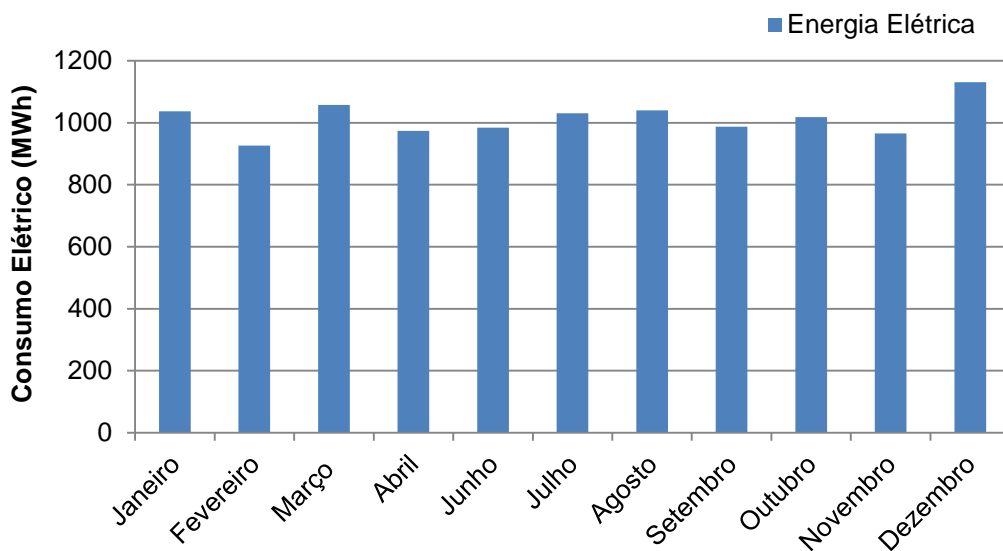


Figura 4.7 - Consumo mensal de energia elétrica da unidade U-0100, no ano 2013.

O somatório dos consumos mensais corresponderá à energia elétrica total que a unidade U-0100 importa da FUT. Desta forma para o ano em estudo, 11153 MWh de energia elétrica foram importadas da central de utilidades. No entanto nem toda esta energia foi utilizada nos aero-arrefecedores. Para além destes equipamentos existem outros que necessitam deste tipo de energia, como por exemplo diferentes tipologias de bombas implementadas ao longo do processo.

Devido à inexistência de dados referentes aos consumos reais de energia elétrica de cada aero-arrefecedor, optou-se por fazer apenas uma estimativa deste, baseados em dados de projeto, tendo contudo consciência que o consumo atual desses equipamentos será superior aos de projeto, devido quer ao desgaste dos próprios equipamentos e à diminuição do seu rendimento mecânico, quer ao aumento das necessidades de arrefecimento e consequente instalação de novas potências.

Todos os dados recolhidos encontram-se no anexo A.5, tabela A.9. Já a estimativa do consumo elétrico total por parte dos aero-arrefecedores pode ser consultada no anexo C.7.

Na tabela 4.3 encontram-se os valores referentes ao consumo elétrico anual da unidade U-0100, consumo este que deriva do funcionamento dos aero-arrefecedores e de outros equipamentos.

Tabela 4.3 – Consumo anual de energia elétrica da unidade U-0100, no ano 2013.

	Consumo elétrico anual (MWh)
Unidade U-0100	11153
Aero-arrefecedores	3041
Outros equipamentos	8112

A distribuição de energia elétrica na unidade U-0100 pode ser representada segundo a figura seguinte, 4.8.

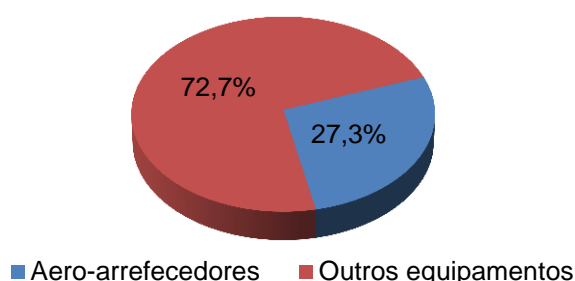


Figura 4.8 - Distribuição da energia elétrica consumida na unidade U-0100.

De toda a energia elétrica consumida pela unidade U-0100 apenas 27,3% corresponde ao funcionamento dos aero-arrefecedores. A restante parcela corresponde a outros tipos de equipamentos. Para a análise energética em questão tornou-se relevante apenas o estudo do consumo elétrico dos aero-arrefecedores, uma vez que após a integração energética estes podem ser substituídos por outros tipos de permutadores ou substituídos por outros da mesma tipologia que consumam menos energia.

As utilidades empregues no processo podem ser vistas não apenas em termos de consumos mássicos mas sim em termos de energia que acolhem ou cedem. Determinou-se a energia transferida pelas utilidades no processo atual, para as correntes processuais. Na figura 4.9, representa-se a energia transferida anualmente pelas utilidades quentes, fuel óleo, fuel gás e vapor e pelos fluidos frios, água e ar.

Relativamente ao fuel óleo e ao fuel gás o calor cedido por ambos foi determinado através do respetivo poder calorífico inferior (PCI). Os valores médios recolhidos do PCI, para cada um deles, podem ser consultados no anexo A.5, tabela A.8. A determinação da energia total cedida por ambos encontra-se demonstrada no anexo C.7.

Já o calor transferido pela corrente de vapor corresponde ao que as correntes 4 e 8 recebem, quantificadas anteriormente.

Relativamente aos fluidos frios a estratégia seguida foi um pouco diferente à das utilidades quentes. Para ambos, ar e água, foram realizados balanços energéticos aos permutadores do processo que empregam cada um deles. Na elaboração dos balanços foram desprezadas perdas de energia, considerando que todo o calor libertado pelos fluidos processuais é acolhido pelos fluidos de arrefecimento. Os balanços de energia efetuados encontram-se exemplificados no anexo C.7 e os valores determinados podem ser consultados anexo B.5, tabela B.22.

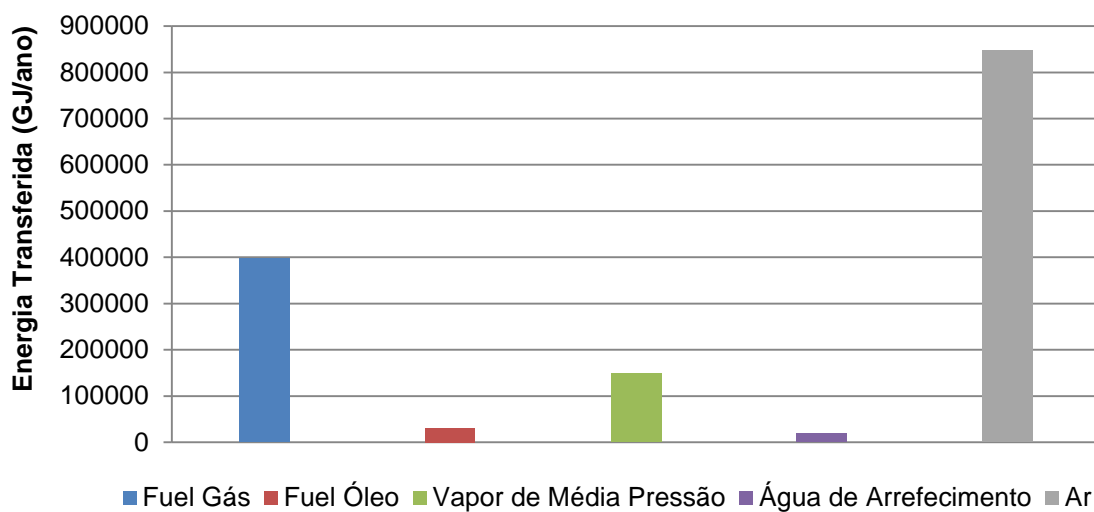


Figura 4.9 - Energia transferida anualmente por cada utilidade fria e quente.

Analisando a figura constata-se que dentro das utilidades quentes foi o fuel gás que transferiu maior quantidade de energia térmica, cerca de 397543 GJ. O vapor encontra-se no intermédio das utilidades quentes, no que toca a energia cedida para o processo, 149060 GJ, apesar de corresponder à utilidade quente mais consumida (70950 toneladas). O fuel óleo corresponde à utilidade quente que disponibilizou menor energia térmica, cerca de 31391 GJ.

Olhando para os fluidos frios o ar destaca-se em termos energéticos. Este representa aproximadamente 847530 GJ. Uma vez mais, apesar de ser a água a utilidade mais consumida em termos mássicos não o reflete em termos de energia transferida, apenas 18865 GJ, equiparando-se de certa forma ao fuel óleo.

Em termos de distribuição do calor total transferido pelas utilidades no processo, esta pode ser representada pela figura 4.10.

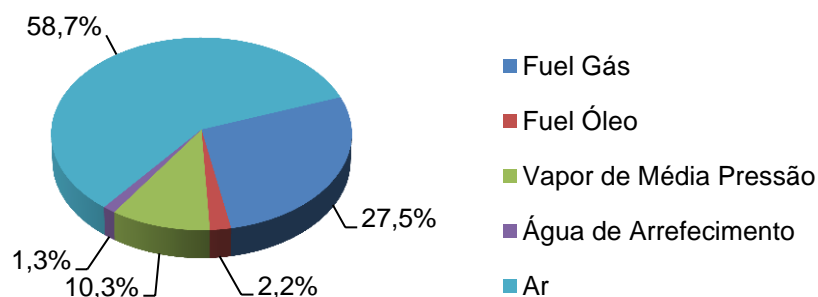


Figura 4.10 - Distribuição da energia térmica, transferida anualmente pelas utilidades disponíveis na unidade U-0100, no ano 2013.

Como referido anteriormente o ar destaca-se em termos energéticos, na referida unidade, representando cerca de 58,7% de toda a energia transferida anualmente pelas utilidades do processo.

De forma a facilitar a visualização dos consumos energéticos anuais, derivados exclusivamente de utilidades, procedeu-se à elaboração da tabela 4.4. Estes valores serão extremamente importantes para posterior comparação com os valores obtidos após integração energética.

A energia transferida anualmente, por utilidades externas ao processo ascende os 1444389 GJ. Este valor é facilmente comparado com a energia térmica envolvida em todo o processo, 1736182 GJ. Torna-se perceptível que de momento apenas 291793 GJ são transferidos entre as próprias correntes do processo, sendo a restante energia introduzida por utilidades. Ou seja apenas 16,8% da energia total é recuperada entre as correntes a restante desta é introduzida ou retirada por utilidades quentes e frias.

Tabela 4.4 – Consumo anual de utilidades, frias e quentes, pelo processo atual.

Utilidades	Consumo anual (GJ)	Diferença Consumo anual (GJ)
Quentes	577994	288401
Frias	866395	
Total	1444389	

Sendo a fornalha H-0101 detentora do consumo energético mais elevado de utilidade quente, principalmente o fuel gás, torna-se importante avaliar a sua eficiência. Nem toda a energia libertada pela combustão mista do fuel óleo e fuel gás, 541857 GJ, é verdadeiramente utilizada para o aquecimento/vaporização da corrente processual que lá circula (15). Apenas 428935 GJ é realmente utilizada pela corrente 15. A diferença

energética verificada, 112922 GJ deve-se maioritariamente aos processos de convecção e radiação que ocorrem na fornalha.

A partir dos valores, anteriormente mencionados, tornou-se possível a obtenção do rendimento médio anual da fornalha H-0101 e as respetivas perdas de energia no referido ano. Os valores obtidos encontram-se determinados no anexo C.7. A representação percentual pode ser visualizada na figura 4.11.

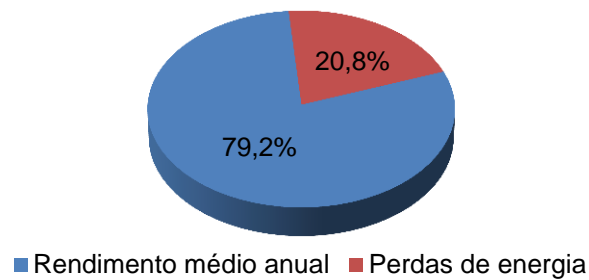


Figura 4.11 – Eficiência média da fornalha H-0101, da unidade U-0100 no ano 2013.

O rendimento médio da fornalha H-0101 verificado no ano 2013 aproxima-se dos 79,2%, correspondendo os restantes 20,8% a perdas energéticas para o meio externo.

5 Integração Energética à Unidade U-0100

Após se ter efetuado uma análise energética à unidade em questão procedeu-se à integração da mesma, utilizando a metodologia *Pinch*, descrita no segundo capítulo. Neste segmento serão apresentados todos os resultados, contemplando os objetivos estabelecidos na fase inicial do estudo, apresentados no primeiro capítulo.

A integração energética iniciou-se com a determinação do consumo mínimo de energia térmica proveniente de utilidades. Esta foi realizada através de dois métodos distintos, pela construção da curva composta do processo e pela elaboração da cascata de calor.

Seguiu-se posteriormente a escolha das utilidades mais apropriadas para o processo integrado, através da análise da curva composta global. Esta escolha foi necessária para efetuar uma estimativa do número mínimo de permutadores de calor a implementar na unidade em questão.

Só após o estudo anterior é que se passou à construção da respetiva rede de permutadores de calor (RPC). Para este processo foi estabelecido um ΔT_{\min} de 5°C, após uma prévia análise da influência deste parâmetro sobre os consumos.

5.1 Consumo mínimo de energia térmica pelo processo integrado

A diminuição no consumo de energia, proveniente exclusivamente de utilidades externas, é um dos parâmetros mais importantes a avaliar após a realização de qualquer integração energética.

Como referido no segundo capítulo, este consumo pode ser obtido quer pela curva composta do processo, quer pela cascata de calor. Neste estudo ambos os métodos foram utilizados.

Em ambos foi necessário recorrer às variações entálpicas sofridas por cada corrente processual, quantificadas anteriormente, designadamente no quarto capítulo. Na tabela seguinte, 5.1, encontram-se representados os parâmetros fundamentais à construção da curva composta e da cascata de calor.

Enumeram-se os seguintes parâmetros associados às diferentes correntes, temperatura inicial, temperatura final, potência correspondente ao calor latente, no caso da existência de mudança de fase ($M\lambda$), e por fim a potência térmica transferida por variação de temperatura (MC_p), isto no caso de ser transferido calor sensível. O parâmetro associado à mudança de fase, $M\lambda$, apresentado na tabela seguinte, foi determinado tendo por base o caudal mássico

e calor latente das respectivas correntes (anexo B.2). O exemplo de cálculo do mesmo encontra-se no anexo C.4.

Já o último parâmetro, MC_p , foi determinado a partir do caudal (tabela A.1, anexo A.1) e da capacidade calorífica média (tabelas do anexo B.1 e B.2) de cada corrente.

Tabela 5.1 – Condições térmicas das correntes selecionadas para a realização da integração energética à unidade U-0100.

Correntes	Calor transferido	$T_{inicial}$ (°C)	T_{final} (°C)	$M\lambda$ (kW)	MC_p (kW/°C)	
Frias	1	Sensível	27	74	--	51,646
	4	Latente	143	143	2809	--
	8	Latente	154	154	4450	--
	12	Sensível	86	150	--	11,666
	15.1	Sensível	243	251	--	636,18
	15.2	Latente	251	251	9955	--
Quentes	2.1	Latente	66	66	1477	--
	2.2	Sensível	66	38	--	12,056
	3.1	Latente	66	66	524	--
	3.2	Sensível	66	20	--	4,2019
	6.1	Latente	89	89	8129	--
	6.2	Sensível	89	79	--	50,797
	7.1	Latente	89	89	4657	--
	7.2	Sensível	89	66	--	28,752
	10.1	Latente	203	203	8316	--
	10.2	Sensível	203	139	--	63,872
	11.1	Latente	203	203	1970	--
	11.2	Sensível	203	86	--	14,462
	13	Sensível	244	243	--	747,00
	14	Sensível	244	21	--	9,4881

Uma vez que no processo existem maioritariamente correntes que sofrem dois tipos de modificações térmicas (aquecimento seguido de vaporização ou condensação seguida de arrefecimento), tornou-se importante fazer a distinção em cada corrente. Tal diferenciação foi fundamental para a construção da curva composta, da cascata de calor e da rede de permutadores de calor (RPC). Dessa forma na tabela anterior pode-se analisar a separação das correntes consoante a transferência de calor, sensível ou latente, apesar de se tratar da mesma corrente processual (mesma composição e caudal).

▪ Curva Composta do Processo

Para a elaboração da curva composta do processo foram utilizados os valores apresentados na tabela 5.1. Esta foi obtida a partir da junção das curvas compostas individuais das

correntes quentes e frias. O método de construção foi baseado em toda a fundamentação descrita no segundo capítulo.

No mundo atual, a inovação tecnológica deve estar associada a qualquer atividade produtiva, sendo reconhecida a necessidade de recorrer a ferramentas que façam um correto manuseamento da informação. Neste contexto, o recurso a aplicações computacionais direcionados à resolução de determinados problemas em diversas áreas é uma realidade, onde a Integração Energética de Processos é um exemplo (Relvas, Fernandes, Matos, & Nunes, 2002).

Tendo consciência desta realidade, a construção da curva composta do processo foi conseguida a partir de um programa específico, denominado por “*Hint*”. Este *software* foi desenvolvido pela Faculdade de Ciências da Universidade de Valladolid e permite efetuar o estudo energético de um dado processo industrial utilizando a metodologia *Pinch*.

Após a introdução dos dados experimentais conhecidos, no referido *software (Hint)*, alcançou-se o objetivo pretendido, as curvas compostas do processo. A curva obtida foi exportada do *software* para o presente relatório, figura 5.1.

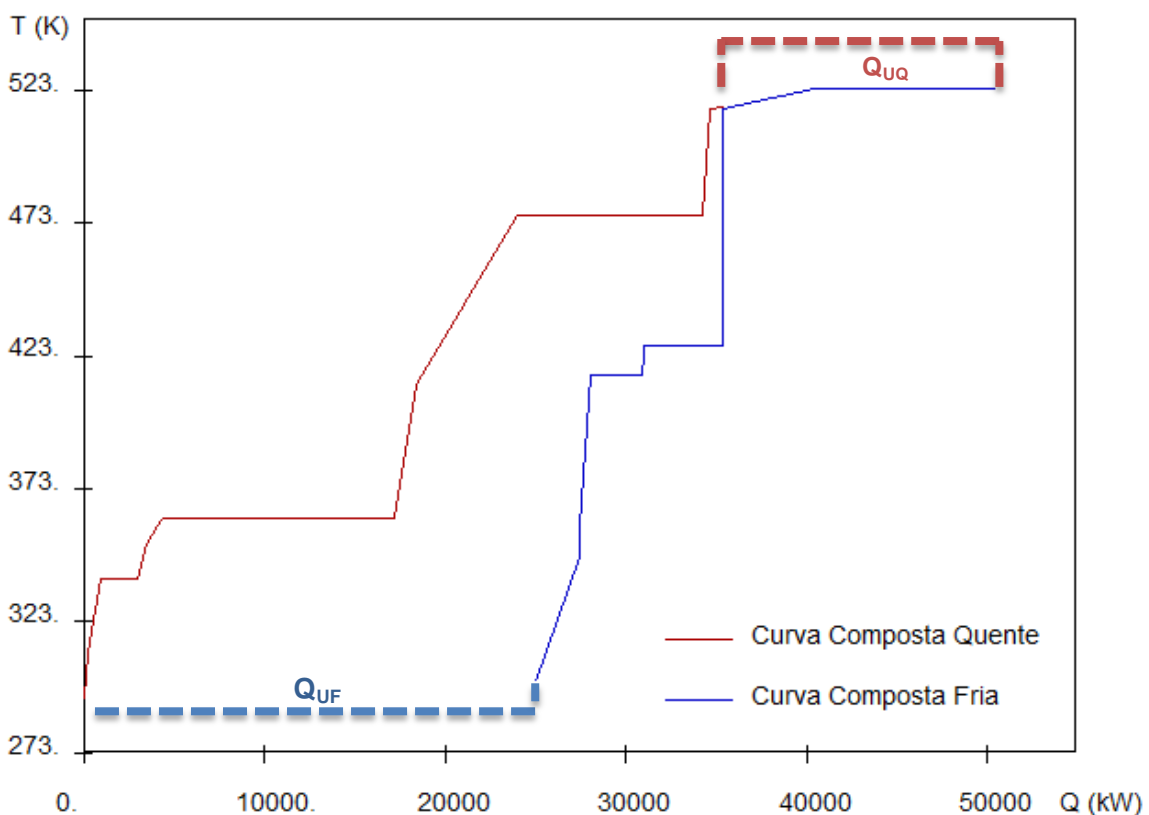


Figura 5.1 – Representação da curva composta do processo, para um ΔT_{\min} de 5°C.

Nesta é possível quantificar a potência térmica passível de ser recuperada entre as próprias correntes e a que terá de provir de utilidades externas, quentes e frias. Para além disso pode ser identificado o ponto de estrangulamento de energia do processo (PE).

Constata-se que para o referido ΔT_{\min} a energia térmica proveniente de utilidades quentes e frias correspondem respetivamente a 15027 kW e 24865 kW. Em termos anuais, considerando apenas 330 dias de funcionamento da unidade U-0100, estes valores ascendem os 428450 GJ e 708951 GJ. Assim sendo toda a energia térmica transferida pelos dois tipos de utilidades totalizará os 1137401 GJ.

Considerando o valor anterior foi possível determinar a energia recuperada entre as correntes e a respetiva taxa de recuperação. Esta corresponde à diferença entre toda a energia envolvida no processo, 1736182 GJ, e à energia determinada anteriormente, 1137401 GJ. Desta forma são recuperados cerca de 598781 GJ. Este valor representa uma taxa de recuperação de energia térmica de 34,5% e uma dependência energética de 65,5%.

O ponto de estrangulamento de energia do processo corresponde aproximadamente a uma temperatura real de 241°C para as correntes frias, e 246°C para as correntes quentes.

▪ **Cascata de Calor**

Para a elaboração da cascata de calor recorreram-se de igual forma aos valores presentes na tabela 5.1. As temperaturas utilizadas neste processo dizem respeito a temperaturas corrigidas das correntes quentes e frias. Essa correção foi efetuada a partir das equações 2.1 e 2.2, mencionadas no segundo capítulo. Após a sua determinação, as temperaturas foram organizadas por ordem decrescente, sendo que o intervalo entre duas temperaturas distintas corresponde a um patamar térmico também distinto. Posteriormente todas as correntes processuais foram inseridas nos respetivos patamares térmicos. Para cada um desses patamares foram realizados balanços energéticos (ΔQ_i), equação 2.3.

Na construção da primeira cascata não foi considerada a introdução de energia térmica por parte de utilidades quentes ($Q_{UQ} = 0$ kW). Já numa fase posterior, na segunda cascata, considerou-se a existência dessa parcela, ou seja esta deixou de ser nula e passou a tomar o valor mais negativo da primeira, em termos absolutos.

De seguida, figura 5.2, encontra-se representado todo o processo inerente à obtenção da cascata de calor, para um ΔT_{\min} do processo de 5°C.

Para a cascata representada, utilizando o valor da tabela 5.1, referente à temperatura inicial da corrente de reformado (1), corrente fria, a sua temperatura corrigida foi determinada segundo o seguinte exemplo.

$$T'_F = 27 + \frac{5}{2} = 29,5^\circ\text{C}$$

Já a temperatura inicial corrigida, da corrente de fundo da coluna T-0103 (13 e 14) foi obtida através de outra expressão, 2.2.

$$T'_Q = 244 - \frac{5}{2} = 241,5^\circ\text{C}$$

A energia existente em cada patamar térmico foi determinada a partir da equação 2.3, sendo de seguida exemplificado para o segundo patamar. O mesmo sistema foi aplicado para os restantes. Dado que neste intervalo apenas se encontra a corrente de alimentação à fornalha H-0101 (15), apenas foi considerado o MC_p dessa corrente.

$$\Delta Q_2 = -636,18 \times (253,5 - 245,5) = -5089 \text{ kW}$$

No caso das correntes que sofrem mudança de fase foi considerado um intervalo fictício para cada uma delas, onde a energia existente nesse mesmo intervalo corresponde ao parâmetro $M\lambda$ da referida corrente, apresentado na tabela 5.1. Para o caso de a corrente ser fria a energia toma um valor negativo, no caso de a corrente ser quente a energia toma um valor positivo.

O método de construção da cascata propriamente dita, foi baseado, de forma análoga, em toda a fundamentação descrita no segundo capítulo.

Da cascata de calor seguinte podem ser retirados os mesmos dados experimentais que eram recolhidos da curva composta do processo: o ponto de estrangulamento e a energia térmica proveniente de utilidades quentes e frias, Q_{UQ} e Q_{UF} respetivamente. Para além disso a energia recuperada entre as correntes pode ser determinada de forma similar ao que foi realizado anteriormente.

Para o referido ΔT_{\min} , 5°C , o fornecimento de 15044 kW, através da introdução de uma dada utilidade quente, e a remoção de um excesso entálpico de 24984 kW, por utilidades frias, corresponde aos valores mínimos necessários para o devido funcionamento do processo.

Em termos anuais estes valores ascendem os 428935 GJ e 712344 GJ respetivamente. Para estas condições processuais, as necessidades energéticas que deverão ser satisfeitas exclusivamente pelas utilidades totalizam os 1141279 GJ.

Utilizando a estratégia anterior, constata-se que a energia passível de ser recuperada entre as correntes toma um valor de 594903 GJ, ou seja 34,3% de toda a energia envolvida anualmente na unidade U-0100 (1736182 GJ).

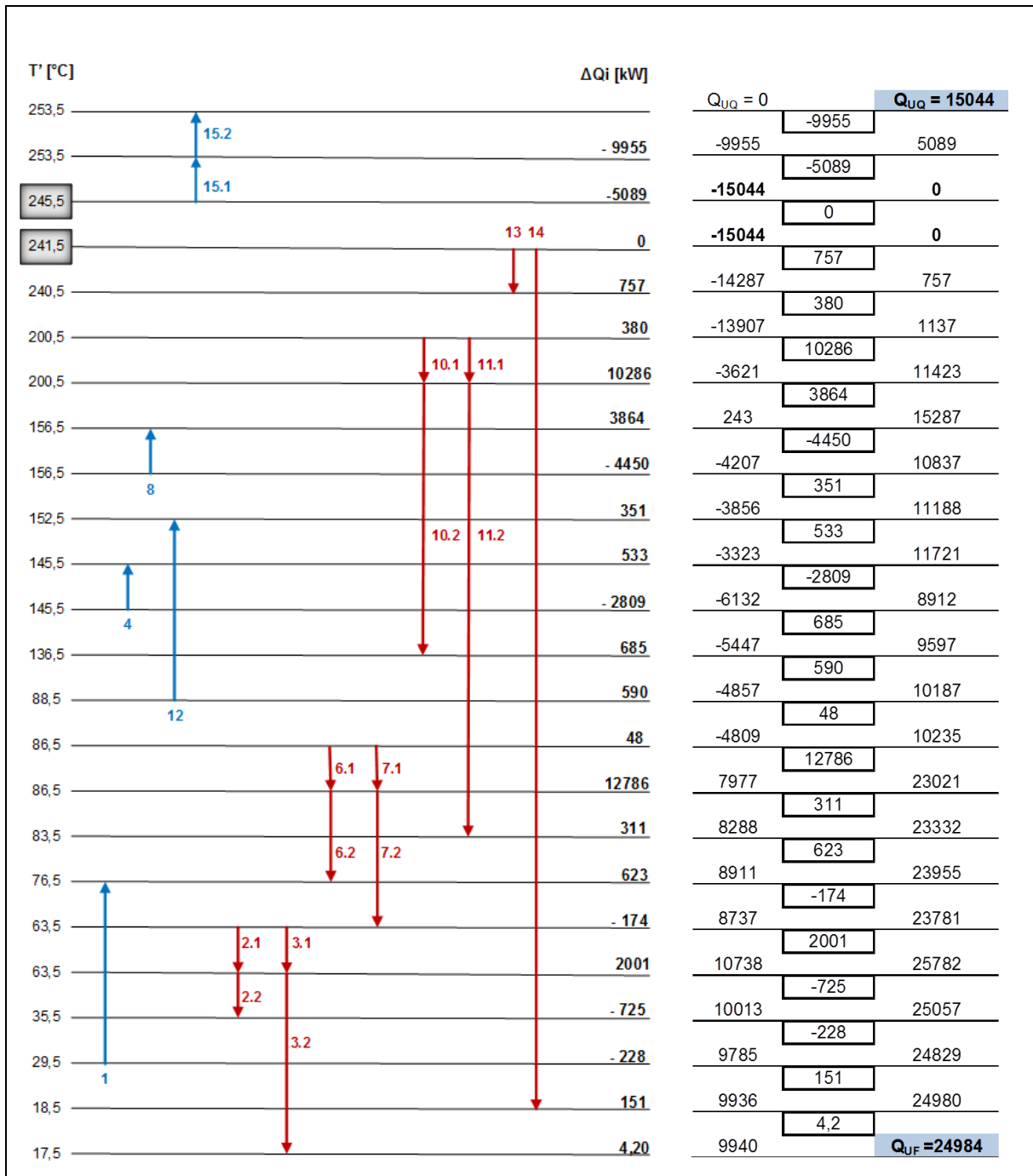


Figura 5.2 - Representação da cascata de calor do processo, para um ΔT_{min} de 5°C.

Existem dois pontos de estrangulamento do processo, obtidos por este método, correspondendo a uma temperatura corrigida de 245,5°C e 241,5°C. Em termos de temperaturas reais, correspondem a 243°C e 239°C para as correntes frias e 248°C e 244°C para as correntes quentes. As temperaturas reais são determinadas utilizando uma vez mais as equações 2.1 e 2.2.

Através da cascata quantificou-se o número de correntes que se encontram acima e abaixo dos dois PE's. Para o referido ΔT_{min} apenas uma corrente se encontra acima do PE's (15).

Já abaixo destes encontram-se as restantes, contabilizam-se assim doze correntes processuais. Apesar da diferenciação nas correntes onde ocorre, quer mudança de fase, quer aquecimento ou arrefecimento, estas correspondem apenas a uma única corrente.

▪ Comparação dos resultados obtidos

Existem desvios entre os valores obtidos pela curva composta do processo e pela cascata de calor, no entanto eles são mínimos. Optou-se no entanto por efetuar a comparação entre os valores obtidos pela cascata de calor e pela curva composta com os dados reais do processo, tabela 5.2.

Tabela 5.2 – Comparação dos valores obtidos pela curva composta e pela cascata de calor, com os dados reais do processo.

$\Delta T_{\min} - 5^{\circ}\text{C}$	Curva Composta	Cascata de Calor	Processo atual
Q_{UQ} (GJ/ano)	428450	428935	577994
Q_{UF} (GJ/ano)	708951	712344	866395
$Q_{\text{recuperado}}$ (GJ/ano)	598781	594903	291793
Diferença Consumo Utilidades (GJ/ano)	280501	283409	288401

Observa-se uma diminuição no consumo de utilidades quentes e frias no processo integrado face ao processo atual. No entanto em termos de diferença entre o consumo das utilidades frias e quentes esta mantêm-se praticamente inalterada face ao processo atual. Tal facto dá-nos indicação se o processo se encontra integrado ou não. Neste caso em concreto tudo leva a crer que a unidade estará integrada ao nível energético, não sendo necessário proceder à construção de uma nova rede de permutadores de calor. Apesar disso procedeu-se à elaboração da mesma, de forma a comprovar que a unidade integrada será igual à atual.

Na figura 5.3 encontram-se representados graficamente os consumos energéticos atuais da unidade U-0100 e os consumos energéticos da unidade integrada para o referido ΔT_{\min} do processo. Esta representação encontra-se numa base percentual.

Como referido anteriormente, no quarto capítulo, atualmente a unidade U-0100 consome cerca de 83,2% de energia térmica externa, face a toda a energia envolvida no processo (1736182 GJ). Pode-se considerar este valor um pouco elevado dado que apenas 16,8% da energia térmica do processo é recuperada entre as correntes.

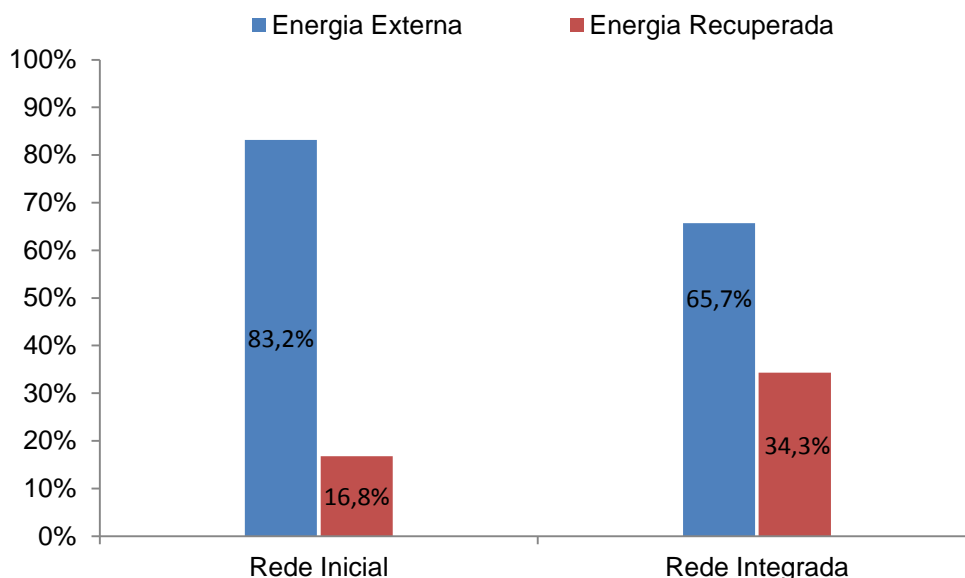


Figura 5.3 – Representação dos consumos energéticos da rede inicial e da rede integrada, obtidos pela cascata de calor.

Com a realização da integração energética constata-se que a recuperação energética entre as correntes poderia teoricamente aumentar de forma muito significativa para aproximadamente 34,3%.

Conclui-se então que o processo, em termos hipotéticos poderia ainda recuperar, para além dos 16,8% que já recupera, mais 17,5% de energia térmica, alterando o processo produtivo, com a eliminação ou a diminuição do consumo de determinadas utilidades.

É de salientar que os valores obtidos através da cascata de calor, sendo esses os que se encontram representados na figura 5.3, não levam em consideração possíveis limitações processuais, correspondendo estes a valores máximos possíveis de recuperação energética. Após a construção da nova rede integrada se determinará qualquer limitação processual, podendo os valores anteriores não corresponder aos valores finais de recuperação.

5.2 Escolha das utilidades para o processo integrado

De igual forma à curva composta do processo, a curva composta global foi obtida recorrendo ao *software "Hint"*. A sua construção segue as linhas gerais anteriormente descritas no segundo capítulo.

Esta curva fornece informações importantes referentes ao nível térmico mais apropriado para introduzir uma determinada utilidade externa ao processo, quer sejam elas quentes ou frias. Para além disso dá-nos indicação das regiões denominadas por autossuficientes, ou

seja zonas onde as correntes quentes conseguem suprimir as necessidades das correntes frias ou vice-versa.

O objetivo da sua representação assenta na exploração da melhor solução para o sistema, para que este consuma menos e que isso tenha impacto sobre os custos operacionais. A figura 5.4 representa a curva composta global do processo, referente a um ΔT_{\min} de 5°C.

Analisando a figura constata-se que o processo possui quatro regiões autossuficientes (zonas sombreadas), onde não é necessário recorrer a energia externa para suprimir as necessidades energéticas das correntes.

Como se pode verificar entre os dois pontos de estrangulamento do processo não existe qualquer energia térmica passível de ser transferida. Assim sendo apenas as regiões acima e abaixo dos PE's serão analisadas.

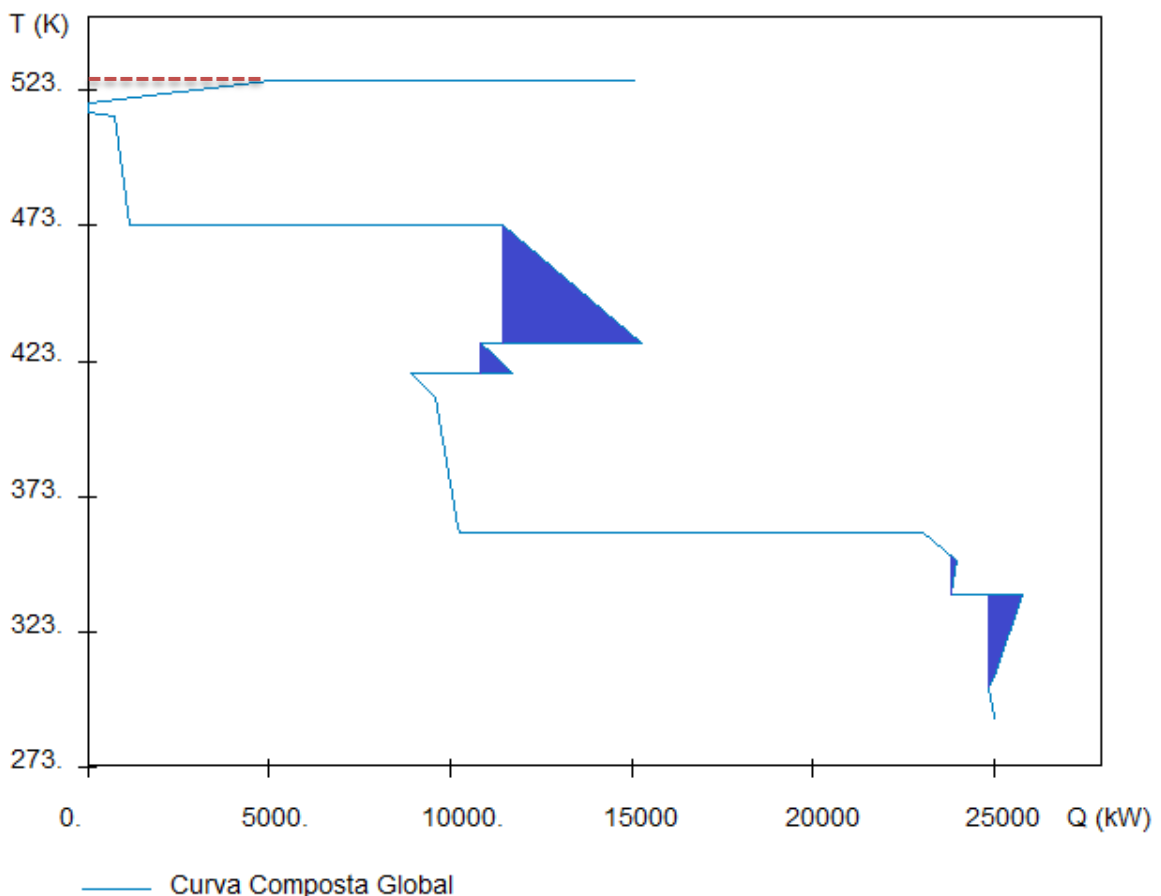


Figura 5.4 – Representação da curva composta global do processo para um ΔT_{\min} de 5 °C.

Acima do ponto de estrangulamento, 245,5 °C (519 K) não existem regiões autossuficientes, dado que existe apenas uma única corrente processual (15), de acordo com a cascata de calor. Analisando a figura reconhece-se que as suas necessidades energéticas podem ser satisfeitas através da introdução de uma utilidade quente, com uma temperatura corrigida superior a 254°C (527 K). Esta representa uma temperatura real de 256,5°C.

No quarto capítulo foram identificadas as utilidades quentes que o processo atual abriga, sendo elas o combustível e o vapor de média pressão. A possibilidade de utilizar vapor, nesta região do processo, é colocada de parte uma vez que existe uma proximidade energética entre este tipo de utilidade e a própria corrente, ao nível das temperaturas. Sendo assim optou-se pela utilização exclusiva de combustível. Dado que a unidade U-0100, ao longo do ano de 2013, já recorria maioritariamente a fuel gás, optou-se pela exclusividade do mesmo.

Após esta escolha é facilmente perceptível que a fornalha H-0101 existente na unidade U-0100 será um equipamento a manter após o estudo de integração.

Relativamente à região abaixo do *Pinch*, existe uma infinidade de opções, no que diz respeito à utilização de utilidades frias. Pode-se da mesma forma, recorrer aos dois tipos de fluidos de arrefecimento que já se encontram em vigor no processo, a água de arrefecimento e o ar.

A utilização exclusiva de água faria disparar de forma absurda o consumo mássico da mesma e seria quase impossível a nível físico a instalação de permutadores na rede que conseguissem suportar tais capacidades energéticas.

De forma a possibilitar a permanência de parte dos permutadores já existentes na unidade, evitando assim o investimento em equipamentos novos, considerou-se que seria vantajoso continuar a utilizar ar como fluido de arrefecimento. Este fluido é também o maior responsável, com elevada fatia percentual, pela remoção de energia térmica das correntes quentes, já analisado no quarto capítulo.

Apesar disto não se ponderou recorrer apenas a este fluido de arrefecimento, uma vez que a água representa a utilidade com menor custo associado, sendo necessário encontrar um equilíbrio entre os dois.

Concluindo, o fuel gás será a utilidade quente mais apropriada a inserir no processo integrado, excluindo assim a importação de vapor de média pressão da FUT. A tipologia das utilidades frias, água de arrefecimento e energia elétrica, poderá ser mantida no processo.

5.3 Estimativa do número mínimo de unidades de transferência de calor

Após a definição das utilidades mais adequadas para o processo integrado e conhecendo o número total de correntes do mesmo e o número de correntes acima e abaixo dos PE's foi possível efetuar uma estimativa dos equipamentos de transferência de calor a instalar na rede, que deverá garantir efetivamente a máxima recuperação energética entre as correntes.

O número de permutadores pode ser obtido avaliando duas zonas distintas do processo, acima e abaixo dos PE's. Neste caso duas redes de permutadores são projetadas independentemente, equação 2.6. No processo integrado, uma corrente situa-se acima do *Pinch* e doze abaixo deste. Em termos de utilidades, na região superior do processo dispomos apenas de um tipo de utilidade, e na região inferior dois tipos. Assim sendo através da equação referida:

$$u_{\min, \text{MER}} = [(1 + 1) - 1]_{\text{Acima PE}} + [(12 + 2) - 1]_{\text{Abaixo PE}} = 14$$

Teoricamente a instalação de catorze permutadores de calor garante a máxima recuperação energética entre as correntes. Isto conduzirá à minimização dos custos de operação e de investimento. É de salientar que esta quantificação não leva em consideração as configurações estruturais já existentes no processo e por isso o número de permutadores poderá ser superior ao determinado anteriormente.

5.4 Construção da rede de permutadores de calor (RPC)

A construção da nova rede de permutadores de calor (RPC) resultou da realização da integração energética à unidade de pré-destilação U-0100, aplicando um ΔT_{\min} para o processo de 5°C.

Para obtenção da RPC foi necessário recorrer aos valores presentes na tabela 5.1, associados a cada corrente do processo. As temperaturas utilizadas correspondem a temperaturas corrigidas, sendo essa correção efetuada a partir das equações 2.1 e 2.2, consoante o tipo de corrente. Estas temperaturas foram organizadas por ordem decrescente e as correntes inseridas na rede consoante a sua modificação energética. Este procedimento diz respeito à fase inicial da elaboração da cascata de calor. Como visto anteriormente a utilização desta metodologia permitiu a obtenção de dois pontos de estrangulamento (PE's), para o referido ΔT_{\min} .

Identificam-se três regiões distintas no processo, acima, abaixo e entre os PE's. Como se pode constatar, entre os pontos de estrangulamento não existe qualquer corrente

processual bem como transferência de calor, sendo considerada uma região inexistente. Para as restantes zonas foram reconhecidas as correntes que lá se encontravam. Numa fase posterior determinaram-se as variações entálpicas das correntes nessas mesmas zonas. Todo o processo de cálculo, aproximações e considerações efetuadas, inerentes à construção da nova RPC, encontra-se demonstrado no anexo C.8.

A RPC foi alcançada seguindo todas as regras existentes e estipuladas sobre esta temática, para além disso foi também levada em consideração a configuração do processo atual e os equipamentos que já lá existem. Isto de forma a ser possível quer a recuperação desses mesmos equipamentos quer a prevenção futura de limitações processuais. O objetivo assenta na tentativa de sucesso e viabilidade da integração energética quer do ponto de vista técnico quer económico.

Na figura 5.5 representa-se a nova rede de permutadores de calor, para o referido ΔT_{min} . Desta podem-se enumerar, à primeira vista, treze permutadores de calor, implementados em regiões distintas do processo, acima e abaixo do Pinch. Acima do *Pinch* contabiliza-se apenas um permutador de calor e abaixo deste os restantes.

No capítulo anterior foi realizada uma estimativa dos equipamentos a instalar no processo de modo a garantir a máxima recuperação energética entre as correntes. A partir desta estimativa obtiveram-se catorze permutadores de calor. Esta diferença deve-se ao facto de a nova rede ter sido construída levando em conta a configuração física do processo atual e os equipamentos que já lá existiam, como referido anteriormente.

Analisando a figura seguinte pode-se constatar que o consumo mínimo de energia térmica proveniente de utilidades, quentes e frias, corresponde efetivamente aos valores obtidos pela cascata de calor, 15044 kW e 24984 kW.

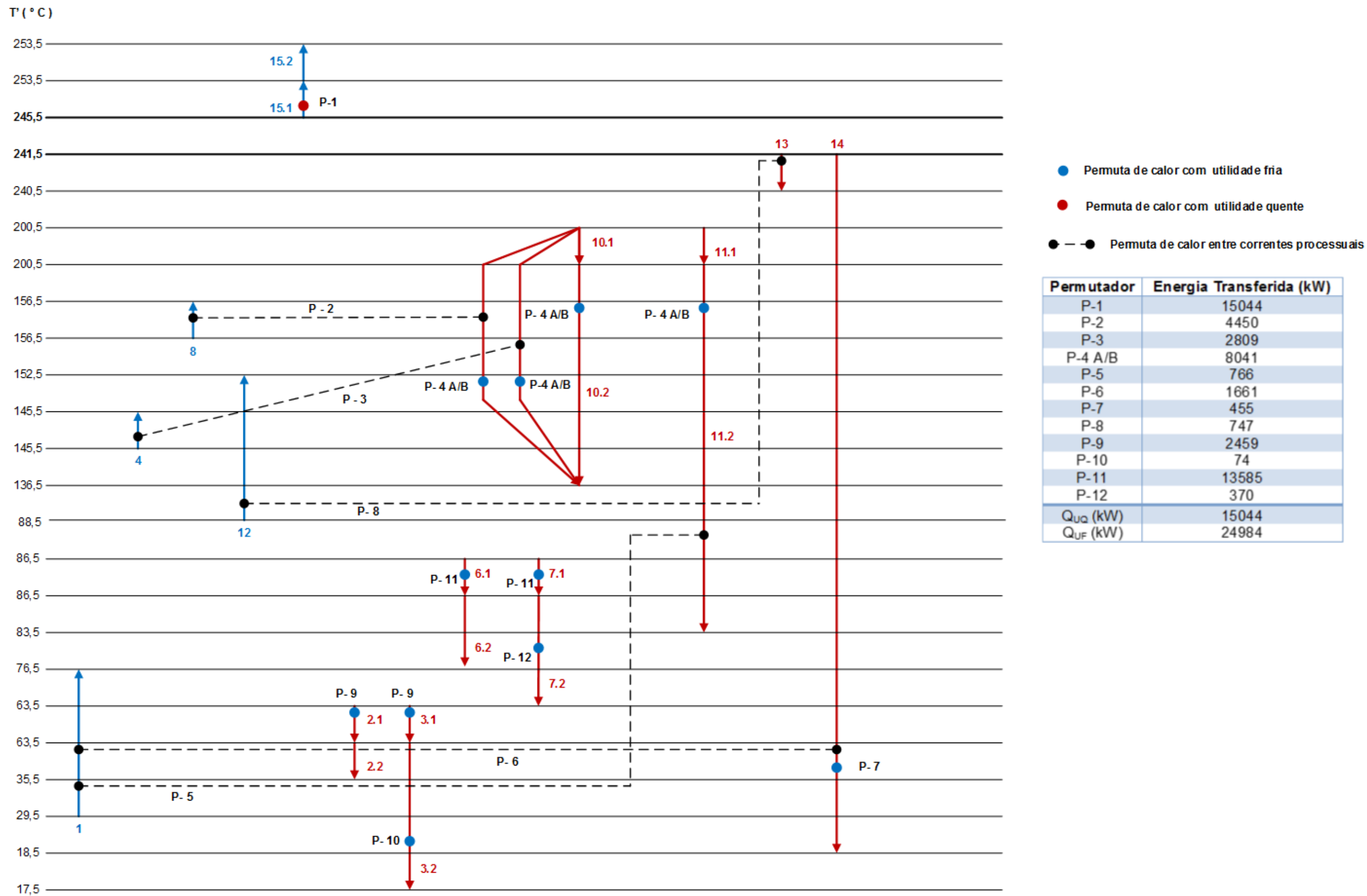


Figura 5.5 - Representação gráfica da rede de permutadores de calor (RPC) do processo integrado, para um ΔT_{min} de 5°C.

A partir da construção da RPC obteve-se a energia transferida em cada equipamento de permuta térmica. Essa determinação encontra-se exemplificada de igual forma no anexo C.8 e os seus valores representados na figura 5.5.

A energia transferida anualmente, em cada permutador de calor foi exposta graficamente, de forma a facilitar a interpretação sobre qual dos equipamentos efetua elevadas ou baixas trocas térmicas, figura 5.6.

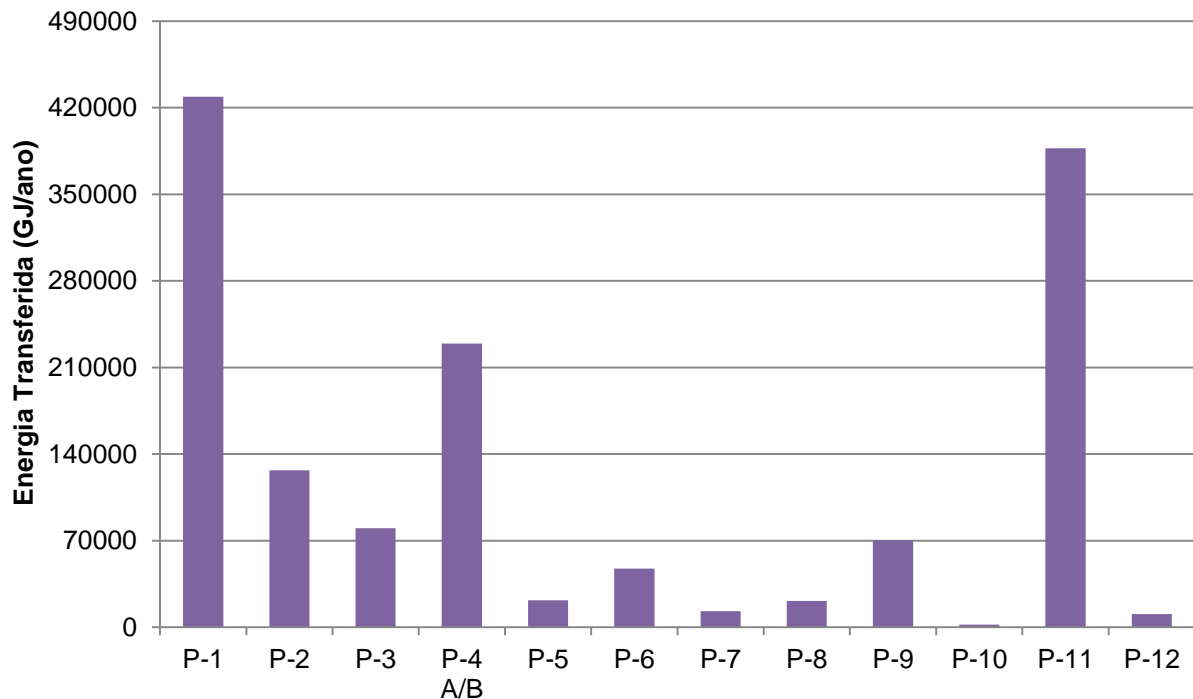


Figura 5.6 – Energia transferida anualmente em cada permutador de calor da RPC, para um ΔT_{\min} de 5°C.

É sem dúvida no permutador P-1, P-4 A/B e P-11 onde se prevê uma maior transferência de calor. Nestes três permutadores encontram-se envolvidas as correntes com a carga térmica mais elevada no processo, respetivamente a corrente 15, 10/11 e a 6/7, como foi analisado no quarto capítulo. No permutador P-10 dá-se a transferência de calor mais baixa em todo o processo.

6 Análise de Viabilidade Técnica

A realização de uma análise de viabilidade técnica foi a etapa que se seguiu à integração energética da unidade U-0100. Nesta secção é efetuada uma comparação entre a rede integrada e a rede inicial, com o intuito de identificar as principais alterações. Considerou-se importante esta comparação para avaliar se o processo integrado é passível de ser executado ou se terá de ser rejeitado por algum tipo de limitação da unidade, conduzindo assim à inviabilização da referida integração energética.

Na figura 6.1, encontra-se exposto o diagrama processual da unidade U-0100 após integração energética, incluindo todas as modificações estruturais da mesma.

A construção da nova rede de permutadores de calor foi efetuada sempre com a perspetiva de minimizar, se possível, o desperdício de equipamentos de transferência de calor, que fazem parte do processo atual.

Pela análise do diagrama seguinte e comparando com o da figura 3.9, conclui-se que o funcionamento atual da unidade U-0100 condiz com um processo otimizado. Através da integração apenas se obteve duas alterações face ao processo em vigor. Estas dizem respeito ao maior reaproveitamento energético da corrente de topo da coluna T-0103 (10) por parte das colunas T-0101 e T-0102, nos respetivos reebulidores, que correspondem aos permutadores P-3 e P-2 respetivamente. Para além disso seria necessário efetuar uma modificação nas características físicas do aero-arrefecedor EA-0115 A/B (P-4 A/B). A potência térmica transferida neste equipamento diminui de 13312 kW para 8041 kW, como consequência da maior recuperação da corrente 10. Para as condições térmicas obtidas para este equipamento não se justifica o seu sobredimensionamento. Uma das modificações possíveis a fazer nesta situação seria reduzir o número de ventiladores do referido aero-arrefecedor, garantindo da mesma forma a permuta térmica pretendida, quantificada na figura 5.5.

Em termos teóricos, constatado a partir da análise em questão, torna-se possível satisfazer completamente as necessidades de aquecimento das referidas colunas recorrendo exclusivamente à corrente de xilenos, eliminando o vapor de média pressão.

Em termos práticos esta recuperação não é viável. O aumento do caudal da corrente de topo da coluna T-0103 para os referidos reebulidores conduz automaticamente a um abaixamento de pressão no topo da mesma. Esta diminuição torna-se desfavorável para o processo de separação, sendo que atualmente a coluna T-0103 já opera a uma pressão mínima praticável. Desta forma a recuperação energética atual da corrente 10 já se encontra maximizada.

O restante funcionamento do processo integrado corresponde ao que já é praticado. A unidade U-0100 encontra-se otimizada. Conclui-se que a rede obtida através da integração energética é idêntica ao processo atual, não sendo necessário proceder a alterações específicas na unidade.

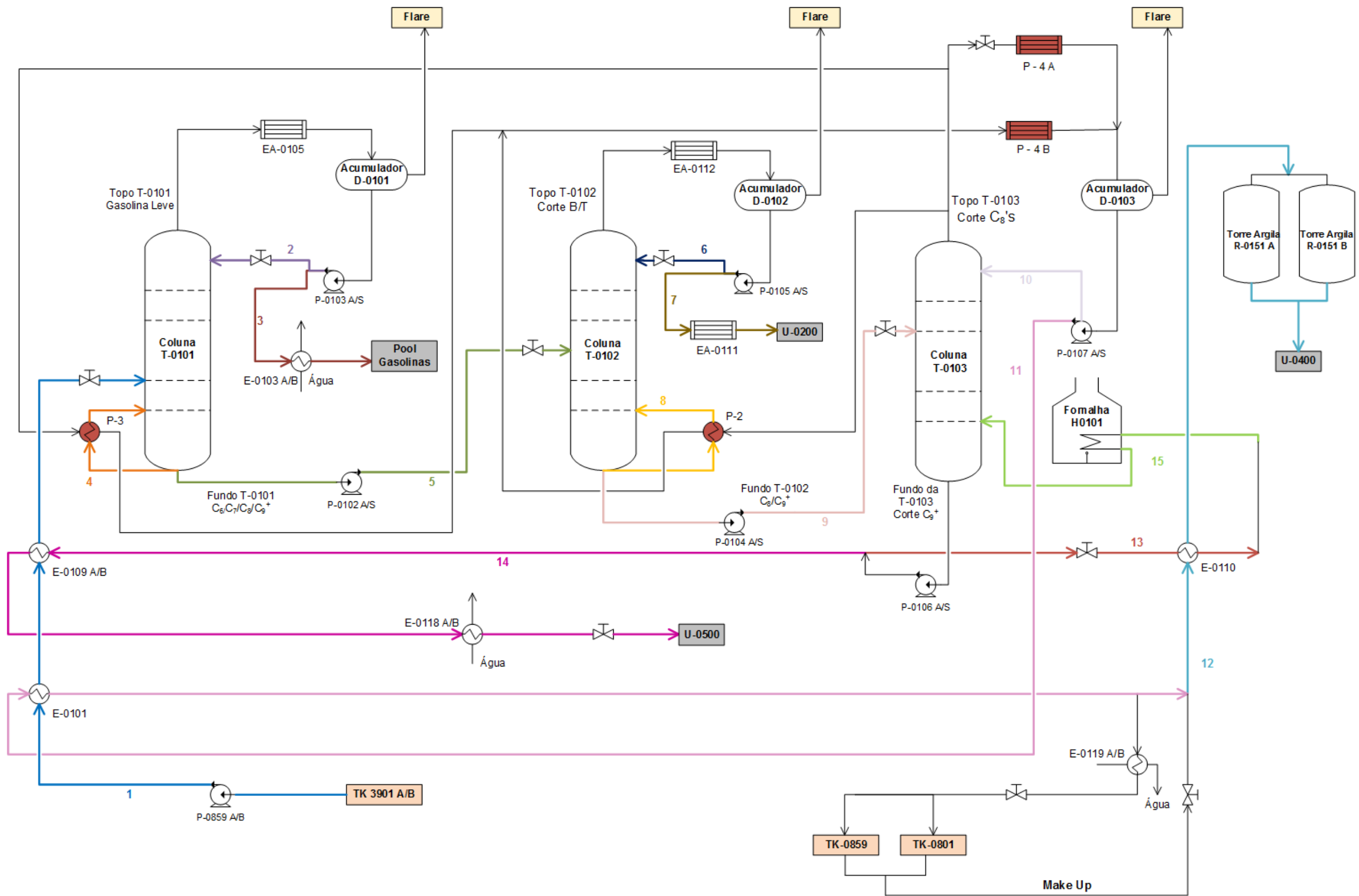


Figura 6.1 - Diagrama processual da unidade U-0100 integrada energeticamente.

Em termos gerais não é essencial proceder à reestruturação geral da unidade, uma vez que esta já se encontra integrada. No entanto pode ser feita uma reestruturação meramente pontual. Sugere-se a realização de um estudo aprofundado sobre a possibilidade de implementar um pré-aquecedor de ar, utilizado na combustão, agregado à fornalha H-0101. Esta medida diz respeito a uma tentativa de otimizar um sistema de aquecimento com elevado consumo energético.

Para equipamentos industriais, que envolvam processos de combustão, neste caso em concreto a fornalha H-0101, uma das formas possíveis de aumentar a sua eficiência e produtividade, recai sobre o pré-aquecimento do ar que alimenta este tipo de equipamento. A fonte deste tipo de aquecimento normalmente envolve os gases de combustão que existem e abandonam o processo com algum potencial térmico associado, figura 6.2 e 6.3. O reaproveitamento máximo desta corrente, desperdiçada para o meio externo, conduz a uma poupança imediata no consumo de combustível.

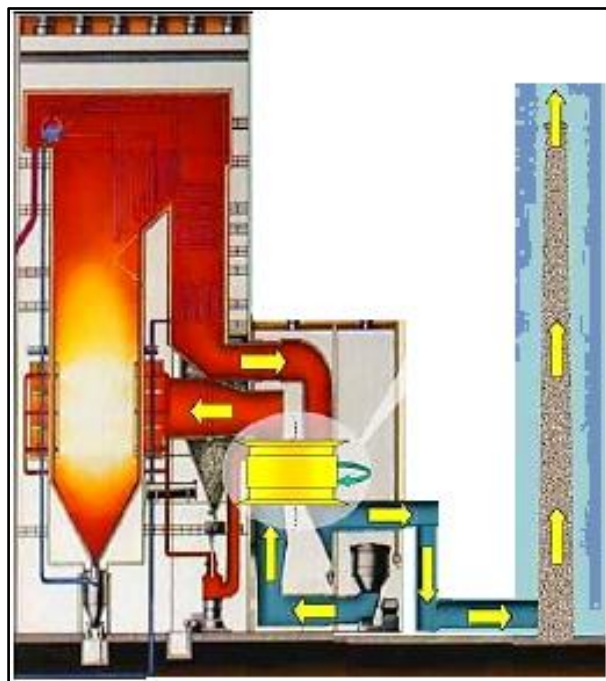


Figura 6.2 – Representação do funcionamento da fornalha com um pré-aquecedor de ar para a combustão.

A maioria dos gases de combustão possui características elevadas de corrosão e de sujidade. Estas são associadas normalmente ao tipo de combustível utilizado nas fornalhas. Para combustíveis que contenham enxofre na sua constituição esta problemática é mais clara. É imprescindível que a recuperação energética da referida corrente gasosa seja maximizada, garantindo no entanto a não condensação da mesma no interior do equipamento.

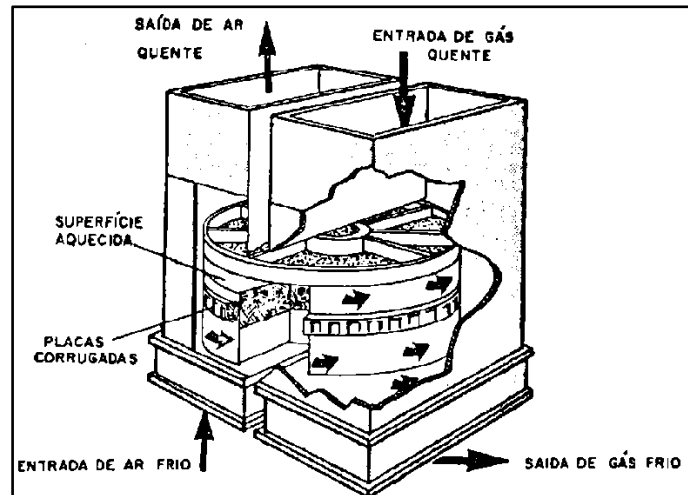


Figura 6.3 – Representação esquemática de um pré-aquecedor de ar com gases de combustão.

Concluindo que a unidade U-0100 se encontra integrada energeticamente, não fez sentido a realização de qualquer análise económica à mesma, quer em termos de custos de operação, quer em termos de custos de investimento em equipamentos.

7 Conclusões e Sugestões para Trabalhos Futuros

Neste seção são referenciadas todas as conclusões consideradas relevantes, depreendidas ao longo de todo o levantamento energético à unidade U-0100 e respetiva integração energética à mesma. É também realizada uma sugestão para trabalhos futuros.

Relativamente ao levantamento energético algumas informações relevantes foram concluídas sobre o processo de separação:

- Atualmente as correntes de topo das colunas T-0103 e T-0102 são as que libertam maior energia térmica, em termos anuais, respetivamente 353663 GJ e 246258 GJ.
- As necessidades térmicas dos reebulidores das colunas T-0101, T-0102 e T-0103 correspondem respetivamente a 80090 GJ, 126878 GJ e 428935 GJ.
- As correntes quentes e frias transferem anualmente cerca de 1009781 GJ e 726401 GJ, perfazendo um total de energia térmica envolvida no processo de 1736182 GJ.
- Os consumos contabilizados de fuel gás, fuel óleo, vapor de média pressão e água de arrefecimento, para o ano de 2013, tomam os valores de 9670 ton, 991 ton, 70950 ton e 1744878 ton. Em termos de energia elétrica a unidade consumiu 11153 MWh, sendo que aproximadamente 27,3% desta energia corresponde ao consumo dos aero-arrefecedores, 3041MWh.
- As utilidades do processo, quentes e frias, disponibilizaram para o mesmo cerca de 577994 GJ e 866395 GJ respetivamente, perfazendo um total de energia térmica de 1444389 GJ. Este funciona com uma taxa de recuperação energética de 16,8% da energia total, sendo que a restante, 83,2% é introduzida por utilidades externas.
- O rendimento médio da fornalha H-0101, verificado no ano 2013, aproxima-se dos 79,2%, correspondendo os restantes 20,8% a perdas energéticas para o meio externo.

Com a análise do ponto de estrangulamento concluiu-se que a unidade U-0100 se encontra integrada energeticamente, não sendo essencial proceder a qualquer modificação à mesma.

Apesar disso sugere-se como trabalho futuro um estudo técnico e económico da implementação de um pré-aquecedor de ar, necessário ao processo de combustão na fornalha H-0101. O objetivo incide no reaproveitamento máximo, caso seja possível, dos gases de combustão, que são desperdiçados atualmente para o meio externo.

Referências Bibliográficas

- A.Ragatz, R., M.Watson, K., & A.Houghen, O. (1984). *Princípios dos Processos Químicos - Parte I. Balanços Materiais e Energéticos*. Livraria Lopes da Silva.
- Baptista, L. (2013). *Avaliação e Otimização Energética das Fornalhas da Fábrica de Aromáticos*. Instituto Superior de Engenharia do Porto.
- Beninca, M. (2008). *Integração Energética de uma Planta de Eteno com Aspectos de Flexibilidade*. Porto Alegre, Brazil: Universidade Federal do Rio Grande do Sul .
- Canmet Energy Centre-Varenes. (2003). *Pinch Analysis For the Efficient Use of Energy, Water & Hydrogen*. Obtido em 6 de Fevereiro de 2014, de <http://cetc-varenes.nrcan.gc.ca>
- Galp Energia. (2012). *Refinaria de Matosinhos - Data Book de Segurança, Saúde e Ambiente 2012*. Obtido em 10 de Janeiro de 2014, de <http://www.galpennergia.com/PT/Paginas/pesquisa.aspx?search=DATA%20BOOK%20DE%20SEGURAN%c3%87A&channel>
- Galp Energia. (2014). Obtido em 30 de Janeiro de 2014, de <http://www.galpennergia.com/PT/Paginas/pesquisa.aspx?search=refinaria&channel=galpennergiaChannel>
- Gomes, M. L. (2012). *Estratégia para a Protecção Ambiental*. Departamento de Engenharia Química, Instituto Superior de Engenharia do Porto.
- Ian, C. K. (2007). *Pinch Analysis and Process Integration - A User Guide on Process Integration for the Efficient Use of Energy* (Segunda ed.). Elsevier Ltd.
- Instituto Nacional da Estatística. (2013). *Estatísticas do Ambiente, 2012*. Obtido em 28 de Janeiro de 2014, de www.ine.pt
- J.Antos, G., & M. Aitani, A. (2004). *Catalytic Naphtha Reforming*. New York: Marcel Dekker, Inc.
- March, L. (1998). *Introduction to Pinch Technology*. Linnhoff March Ltd.
- R.K.Sinnott. (2005). *Chemical Engineering Design*. In *Coulson & Richardson's Chemical Engineering* (Quarta edição ed., Vol. VI). Elsevier Butterworth- Heinemann.
- Relvas, S., Fernandes, C., Matos, H. A., & Nunes, C. P. (Dezembro de 2002). *Integração de Processos - Uma metodologia de optimização energética e ambiental*. Obtido em 7 de Janeiro de 2014, de GNIP: <http://gnip.ist.utl.pt>
- Ribeiro, A. (2011). *Permutadores de Calor - Apontamentos de Utilidades e Sistemas Térmicos*. Instituto Superior de Engenharia do Porto.
- Spirax Sarco UK. (2014). Obtido em 18 de Março de 2014, de <http://www.spiraxsarco.com/uk/>

Anexos

A. Resultados Experimentais

Nesta seção são apresentados todos os resultados experimentais, recolhidos da base de dados da Fábrica de Aromáticos, referentes ao ano 2013. Para além disso encontram-se também dados secundários, extraídos de bibliografia específica da área.

A.1 Condições operatórias das correntes selecionadas

Para as correntes referenciadas no diagrama processual, figura 3.9, foram extraídas da base de dados as seguintes características, caudal mássico, temperatura inicial, temperatura final e composição mássica. Na recolha dos dados, apenas foram considerados os valores de operação referentes a cargas máximas de reformado (alimentação da unidade), de forma a quantificar o consumo máximo de utilidades. Desta forma não foram contabilizados os meses de Maio (paragem), de Novembro e Dezembro (cargas baixas).

Na tabela seguinte, A.1 encontram-se organizados os valores médios mensais dos caudais mássicos diários recolhidos para as correntes, excetuando os das correntes 4, 5, e 8, para os quais não foi possível a sua recolha direta.

Tabela A.1- Valores médios mensais dos caudais mássicos diários das correntes do processo.

Corr.	Caudal mássico médio (ton/dia)									
	Jan	Fev	Mar	Abr	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Média
1	2376	2493	2360	2270	2553	2145	2205	2053	1989	2272
2	446	440	484	364	481	419	450	334	338	417
3	185	192	154	117	174	135	167	113	92	148
4	--									
5	--									
6	2055	2013	2027	2040	2060	2044	1973	2015	2040	2030
7	1213	1314	1324	1161	1255	1060	1092	1035	1010	1163
8	--									
9	1014	972	917	940	1086	917	829	954	803	937
10	2517	2413	2434	2480	2404	2441	2430	2436	2444	2444
11	605	599	539	564	679	582	539	590	517	579
12	561	504	489	495	485	472	464	468	473	490
13	21280	20757	21489	21243	21280	21280	21301	21281	21316	21247
14	399	402	386	404	395	--	--	--	301	381
15	21280	20757	21489	21243	21280	21280	21301	21281	21316	21247

A identificação das temperaturas inicial e final de cada corrente foi feita considerando os extremos processuais de cada uma. Desta forma a temperatura inicial corresponde à temperatura da corrente no seu ponto de origem e a temperatura final à temperatura desta no local de destino. Nas tabelas A.2 e A.3 são apresentados os resultados experimentais

relativos a essas mesmas temperaturas. É de referir que nas tabelas seguintes não constam as temperaturas de algumas correntes, tendo sido estas obtidas por via de balanços energéticos, como é o caso da temperatura final da corrente 13 e 11 e a temperatura inicial da corrente 12 e 15.

Tabela A.2 – Valores médios mensais das temperaturas iniciais das correntes do processo.

Corr.	Temperatura inicial (°C)									
	Jan	Fev	Mar	Abr	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Média
1	23,8	20,7	23,5	26,8	31,1	29,7	30,6	31,1	26,3	27
2	68,2	65,2	67,2	65,7	66	66,4	66,5	64,8	65,8	66
3	68,2	65,2	67,2	65,7	66	66,4	66,5	64,8	65,8	66
4/5	144,9	140,8	141,2	145,1	143,1	142,8	141,1	143,5	143,3	143
6	90,6	88,8	88,1	90,8	88,7	88,8	87,7	89,1	90,1	89
7	90,6	88,8	88,1	90,8	88,7	88,8	87,7	89,1	90,1	89
8/9	154,6	155	155,5	156,3	154,9	153,5	152,8	153,6	153,2	154
10	203,3	202,8	202,7	202,8	202,8	203	202,7	202,7	202,8	203
11	203,3	202,8	202,7	202,8	202,8	203	202,7	202,7	202,8	203
12	--									
13/14	244,7	244,8	245	244,6	243,5	243,9	244,1	243,6	244,4	244
15	--									

Tabela A.3 - Valores médios mensais das temperaturas finais das correntes do processo.

Corr.	Temperatura final (°C)									
	Jan	Fev	Mar	Abr	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Média
1	73,5	70,2	69,1	78,2	77,0	76,5	74,1	78,9	72,3	74
2	40,2	34,9	38,1	32,1	40,8	42,1	41,8	36,2	35,3	38
3	20,2	19,1	19,4	18,0	20,8	20,6	21,7	20,6	20,0	20
4/5	--									
6	83,2	79,3	78,2	77,4	78,0	78,4	78,7	79,7	80,4	79
7	69,5	66,5	67,2	67,7	64,5	63,3	62,2	65,2	67,5	66
8/9	--									
10	141,5	137,6	140,6	142,2	138,5	141,4	135,9	138,1	135,5	139
11	--									
12	150,0	145,9	150,1	150,0	150,0	150,1	150,0	150,0	150,0	150
13	--									
14	19,4	20,9	16,6	19,9	21,6	21,4	21,7	22,5	20,7	21
15	251,4	251,7	251,6	251,4	250,4	250,5	250,8	250,4	251,3	251

A.2 Condições operatórias das correntes de aquecimento das colunas T-0101 e T-0102

Tendo em vista a determinação das necessidades de aquecimento das colunas T-0101 e T-0102 e uma vez que não existiam informações diretas e suficientes sobre as correntes 4 e 8, procedeu-se ao levantamento de valores médios mensais, dos caudais mássicos diários e

das temperaturas das correntes que são utilizadas para o efeito, sendo elas o vapor de média pressão (VMP) e o corte de xilenos (C₈'s). No caso da corrente de vapor foi também recolhido o valor da sua pressão, de forma a estimar o seu estado termodinâmico. Todos esses dados experimentais encontram-se apresentados na tabela A.4.

Uma vez que a corrente de xilenos (C₈'s), que efetua parte do aquecimento da coluna T-0102, é dividida por dois permutadores no atual processo, foi realizada a média aritmética das temperaturas finais de cada corrente dividida.

Tabela A.4 - Condições operatórias médias das correntes de aquecimento das colunas T-0101 e T-0102, para cada mês.

Coluna	Corr.	Caudal mássico médio (ton/dia)									
		Jan	Fev	Mar	Abr	Jun	Jul	Ago	Set	Out	Média
T-0101	VMP	105	111	109	83	114	73	80	63	69	90
	C ₈ 's	153	150	143	147	143	144	143	144	139	145
T-0102	VMP	117	141	151	136	132	120	113	100	111	125
	C ₈ 's	363	359	348	358	332	336	334	349	340	346
Temperatura média inicial (°C)											
T-0101	C ₈ 's	203,3	202,8	202,7	202,8	202,8	203,0	202,7	202,7	202,8	203
T-0102	VMP	257,5	263,5	274,3	260,6	262,4	259,3	258,1	263,9	259,3	262
Temperatura média final (°C)											
T-0101	C ₈ 's	172,0	167,8	166,2	172,7	169,7	170,0	168,5	172,2	169,3	170
T-0102	C ₈ 's	172,6	172,8	172,9	174,6	174,9	172,5	171,5	173,3	172,7	178
		182,3	182,7	181,1	183,2	183,4	181,3	181,4	182,5	182,6	
Pressão média relativa (barg)											
T-0101 T-0102	VMP	15,3	15,3	15,3	15,3	15,2	15,3	15,2	15,2	15,3	15,3

Para cada corrente e para cada característica medida, caudal, temperaturas e pressão, foram determinadas médias anuais, sendo esses os valores utilizados para efeitos de cálculo.

A.3 Composição química da corrente de reformado, das correntes de topo das colunas T-0101 e T-0103 e da corrente de fundo da coluna T-0103

Procedeu-se ao levantamento de dados relativos à composição mássica de algumas correntes. Essas composições dizem respeito à corrente de reformado (1), às correntes de topo das colunas T-0101 (3) e T-0103 (11) e por fim à corrente de fundo da coluna T-0103 (14). Estes valores foram obtidos recorrendo à base de dados do laboratório da respetiva fábrica. A análise selecionada como representativa da composição química das correntes foi referente ao mês de Junho, dado que para este mês o caudal médio de reformado foi máximo (2553 ton/dia).

Na tabela A.5 encontram-se diferenciadas as frações mássicas dos compostos existentes nas diferentes correntes processuais.

Tabela A.5 - Composição mássica da corrente de reformado (1), da corrente de topo da coluna T-0101 (3), da corrente de topo (11) e de fundo da coluna T-0103 (14).

Compostos orgânicos		Composição (%m/m)				
		Reformado (1)	Topo T-0101 (3)	Topo T-0103 (11)	Fundo T-0103 (14)	
Não Arom.	n-Butano - C ₄ H ₁₀	32,15	99,85	--	--	
	Isobutano - C ₄ H ₁₀					
	Isopentano - C ₅ H ₁₂					
	n-Pentano - C ₅ H ₁₂					
	n-Hexano - C ₆ H ₁₄					
	Isohexano - C ₆ H ₁₄					
	Ciclohexano - C ₆ H ₁₂					
	Iso-heptano C ₇ H ₁₆					
	Metilciclohexano - C ₇ H ₁₄					
	Isoctano - C ₈ H ₁₈					
n-nonano - C ₉ H ₂₀			2,240			
			--	0,340		
Arom.	Benzeno - C ₆ H ₆	5,880	0,150	--	--	
	Tolueno - C ₇ H ₈	19,52		0,010		
	Etilbenzeno - C ₈ H ₁₀	3,780		13,52		
	p-Xileno - C ₈ H ₁₀	5,270		19,26		
	m-Xileno - C ₈ H ₁₀	10,73		42,07		
	o-Xileno - C ₈ H ₁₀	5,890		22,85		0,100
	1,3,5 - Trimetilbenzeno - C ₉ H ₁₂	12,75		--		99,56
	Isopropilbenzeno C ₉ H ₁₂			0,090		
Naftaleno - C ₁₀ H ₈ e C ₁₁ ⁺	4,030	--	--			
Total		100	100	100	100	

Uma vez que a fração mássica de hidrocarbonetos pesados da gama C₁₁+ apresentava valores muito reduzidos e de certa forma a sua presença pouco afetaria a capacidade calorífica das correntes, desprezou-se a sua constituição isoladamente, agrupando-o aos hidrocarbonetos da gama C₁₀.

A.4 Propriedades dos compostos orgânicos

Tendo em vista a determinação do calor latente de vaporização/condensação das correntes que sofrem mudança de fase e da capacidade calorífica de todas as outras correntes líquidas, procedeu-se ao levantamento de algumas propriedades físicas, associadas a todos os compostos orgânicos. Este levantamento foi realizado tendo como base uma determinada referência bibliográfica (American Petroleum Institute, 1997). Na tabela A.6 encontram-se definidas essas propriedades.

Tabela A.6 - Propriedades físicas dos compostos orgânicos existentes nas correntes processuais.

Compostos orgânicos		°API Gravity	T _b (°F)	T _c (°F)	λ _b (Btu/lb)
Não Arom.	n-Butano	110,42	31,10	305,55	165,72
	Isobutano	119,22	10,90	274,98	157,89
	Isopentano	94,37	82,12	369,10	147,73
	n-Pentano	92,49	96,93	385,79	153,83
	n-Hexano	81,25	155,71	454,01	143,61
	Isohexano	83,65	140,47	435,83	139,40
	Ciclohexano	49,38	177,3	536,77	153,09
	Iso-heptano	75,91	194,09	495,0	131,95
	Metilciclohexano	51,13	213,68	570,27	136,95
	Isoctano	70,98	210,63	519,46	115,86
	n-nonano	64,47	303,48	610,61	125,11
Arom.	Benzeno	28,72	176,16	552,22	169,25
	Tolueno	30,39	231,13	605,57	156,29
	Etilbenzeno	30,45	277,16	651,29	144,42
	p-Xileno	32,00	281,05	649,54	145,46
	m-Xileno	31,32	282,42	651,02	146,59
	o-Xileno	28,41	291,97	674,92	148,78
	1,3,5 - Trimetilbenzeno	31,19	328,53	687,58	138,90
	Isopropilbenzeno	31,48	306,34	676,31	132,99
Naftaleno e C ₁₁ ⁺	32,62	424,39	887,36	117,97	

A.5 Dados experimentais associados às utilidades disponíveis no processo

Nesta secção encontram-se representados todos os dados recolhidos, considerados relevantes, para a quantificação energética das utilidades empregues atualmente na unidade U-0100. Enumerando-se os consumos mássicos de algumas, os valores médios do poder calorífico inferior do fuel óleo e fuel gás, as potências elétricas de projeto dos aero-arrefecedores e os consumos totais de energia elétrica por parte da unidade U-0100. Todos estes dados encontram-se presentes nas tabelas seguintes.

Tabela A.7 - Valores mensais dos consumos mássicos de utilidades disponíveis no processo, no ano 2013.

Utilidades		Fuel Gás	Fuel Óleo	Água de Arrefecimento
Consumo mássico mensal (ton)	Janeiro	700	450	154183
	Fevereiro	695	427	130182
	Março	875	114	140149
	Abril	930	0	150222
	Junho	979	0	130045
	Julho	914	0	156620
	Agosto	925	0	177445
	Setembro	907	0	169306
	Outubro	934	0	174330
	Novembro	911	0	158876
	Dezembro	900	0	203520
Consumo anual (ton)		9670	991	1744878

Tabela A.8 – Valores médios mensais do poder calorífico inferior, referente ao fuel óleo e fuel gás utilizado pela FAR, no ano 2013.

Utilidade Quente		Fuel Gás	Fuel Óleo
PCI (kcal/kg)	Janeiro	12519	9670
	Fevereiro	12233	9651
	Março	12369	9631
	Abril	12995	9627
	Junho	12337	9526
	Julho	12239	9522
	Agosto	12156	9538
	Setembro	12129	9536
	Outubro	12373	9534
	Novembro	12750	9535
	Dezembro	12568	9532
	Média anual (kcal/kg)		12391
Média anual (kJ/kg)		51934	40015

Tabela A.9 - Dados de projeto referentes às potências elétricas dos aero-arrefecedores, existentes na unidade U-0100.

Aero-arrefecedor	Motores	Potência elétrica (kW)
EA-0105	2	37
EA-0111	2	37
EA-0112	4	22
EA-0115 A	2	37
EA-0115 B	2	37

Tabela A.10 – Valores mensais dos consumos de energia elétrica por parte da unidade U-0100, registados no ano 2013.

Mês	Consumo elétrico (MWh)
Janeiro	1037
Fevereiro	927
Março	1058
Abril	974
Junho	984
Julho	1031
Agosto	1040
Setembro	987
Outubro	1018
Novembro	966
Dezembro	1131
Consumo anual (MWh)	11153

B. Resultados Calculados

Nas tabelas seguintes são expostos todos os resultados obtidos analiticamente, relevantes para o estudo energético. Alguns por balanços de massa/balanços de energia, outros por correlações empíricas.

B.1 Composição mássica de todas as correntes processuais

Numa primeira fase foram determinados os caudais mássicos dos componentes orgânicos presentes nas correntes analisadas pelo laboratório, tabela B.1. Numa fase posterior foram determinados os das restantes correntes, apresentados na tabela B.2.

Os caudais das correntes de fundo das colunas T-0102 e T-0103 apresentados nas tabelas B.1 e B.2 não correspondem aos valores inicialmente recolhidos da base de dados da FAR, que se encontram apresentados na tabela A.1 do anexo A.1. Para estes caudais foram considerados os valores obtidos por balanços de massa às colunas, exemplificados no anexo C.1. O caudal referente à corrente 5, presente na tabela B.2, foi determinado de igual forma por balanços de massa (anexo C.1).

Tabela B.1 - Caudal mássico dos componentes orgânicos presentes na corrente de reformado (1), corrente de topo da coluna T-0101 (3), corrente de topo (11) e fundo da coluna T-0103 (14).

Compostos orgânicos		Caudal mássico (ton/dia)				
		Reformado (1)	Topo T-0101 (3)	Topo T-0103 (11)	Fundo T-0103 (14)	
Não Arom.	n-Butano	730,4	147,8	--	--	
	Isobutano					
	Isopentano					
	n-Pentano					
	n-Hexano					
	Isohexano					
	Ciclohexano					
	Iso-heptano					
	Metilciclohexano					
	Isoctano					
n-nonano			12,97			
Arom.	Benzeno	133,6	0,222	--	--	
	Tolueno	443,5	--	0,058		
	Etilbenzeno	85,88		78,28		
	p-Xileno	119,7		111,5		
	m-Xileno	243,8		243,6		
	o-Xileno	133,8		132,3		0,382
	1,3,5 - Trimetilbenzeno	289,7		--		--
	Isopropilbenzeno			0,521		380,3
Naftaleno e C ₁₁ ⁺	91,56			--		
Total		2272	148	579	382	

Tabela B.2- Caudal mássico dos componentes orgânicos presentes na corrente de fundo da coluna T-0101 (5), nas correntes de topo (7) e de fundo da coluna T-0102 (9).

Compostos orgânicos		Caudal mássico (ton/dia)		
		Fundo T-0101 (5)	Topo T-0102 (7)	Fundo T-0102 (9)
Não Arom.	n-Butano	582,7	568,4	--
	Isobutano			
	Isopentano			
	n-Pentano			
	n-Hexano			
	Isohexano			
	Ciclohexano			
	Iso-heptano			
	Metilciclohexano			
	Isoctano			
n-nonano	--	1,299		
Arom.	Benzeno	133,4	133,4	--
	Tolueno	443,5	443,4	0,058
	Etilbenzeno	85,88	7,601	78,28
	p-Xileno	119,7	8,219	111,5
	m-Xileno	243,8	0,200	243,6
	o-Xileno	133,8	1,137	132,7
	1,3,5 – Trimetilbenzeno	289,7	--	380,8
	Isopropilbenzeno			
	Naftaleno e C11+	91,56		
Total		2124	1163	961

As correntes processuais são constituídas por compostos orgânicos, aromáticos e não aromáticos. As análises laboratoriais não permitem identificar individualmente os diferentes compostos não aromáticos e os hidrocarbonetos da gama C₉ e C₁₀. Dessa forma foi necessário aproximar a tipologia e a fração mássica desses mesmos compostos, para determinação das capacidades caloríficas. Essa etapa foi conseguida recorrendo ao manual fornecido pela empresa, “Manual de Operação – Unidade Pré-Destilação U-0100” e a bibliografia existente na área da refinaria (J.Antos & M. Aitani, 2004).

Na tabela B.3, encontra-se representada a composição aproximada do reformado no que toca aos compostos não aromáticos. É de referir que a fração do isoctano e do n-nonano foi determinada analiticamente, anexo C.2.

Tabela B.3 - Composição aproximada dos compostos não aromáticos no reformado.

Compostos orgânicos		Composição (%m/m)
Não Arom.	n-Butano	0,700
	Isobutano	0,700
	Isopentano	5,102
	n-Pentano	4,930
	n-Hexano	4,070
	Isohexano	7,490
	Ciclohexano	0,540
	Iso-heptano	4,670
	Metilciclohexano	3,320
	Isoctano	0,571
	n-nonano	0,057

Relativamente aos hidrocarbonetos da gama C₉ aromáticos, foi estabelecido que os dois compostos selecionados para representação desta gama, estariam em frações equitativas na corrente de reformado.

A partir dos valores pré-definidos, tabela B.3, foi possível determinar os caudais mássicos individuais dos restantes compostos orgânicos, bem como a sua fração mássica, através de balanços de massa, tabela B.4 e B.5 respectivamente.

É de salientar que as correntes de topo da coluna T-0101 (2 e 3), da coluna T-0102 (6 e 7) e da coluna T-0103 (10, 11 e 12) possuem entre elas a mesma composição mássica, assim como as correntes de fundo da coluna T-0103 (13/15 e 14), apesar da diferença nos caudais mássicos.

Tabela B.4 - Caudal mássico dos compostos orgânicos presentes na corrente de reformado (1), nas correntes de topo (3) e fundo (5) da coluna T-0101, nas correntes de topo (7) e fundo (9) da coluna T-0102 e nas correntes de topo (11) e fundo (14) da coluna T-0103.

Compostos orgânicos		Caudal mássico (ton/dia)										
		Reformado (1)	Topo T-0101 (3)	Fundo T-0101 (5)	Topo T-0102 (7)	Fundo T-0102 (9)	Topo T-0103 (11)	Fundo T-0103 (14)				
Não Arom.	n-Butano	15,90	15,90	--	--							
	Isobutano	15,90	15,90									
	Isopentano	115,9	115,9									
	n-Pentano	112,0	--	112,0	112,0	--	--	--				
	n-Hexano	92,47		92,47	92,47							
	Isohexano	170,2		170,2	170,2							
	Ciclohexano	12,27		12,27	12,27							
	Iso-heptano	106,1		106,1	106,1							
	Metilciclohexano	75,43		75,43	75,43							
	Isocetano	12,97		--	--				--	12,97	12,97	
	n-nonano	1,299								1,299	1,299	1,299
Arom.	Benzeno	133,6		0,222	133,4				133,4	--	--	--
	Tolueno	443,5		--	443,5				443,4	0,058	0,058	
	Etilbenzeno	85,88	85,88		7,601	78,28	78,28					
	p-Xileno	119,7	119,7		8,219	111,5	111,5					
	m-Xileno	243,8	243,8		0,200	243,6	243,6					
	o-Xileno	133,8	133,8		1,137	132,7	132,3	0,382				
	1,3,5 - Trimetilbenzeno	144,8	144,8		--	--	144,8	--	144,8			
	Isopropilbenzeno	144,8	144,8				144,8	0,521	144,3			
Naftaleno e C ₁₁ ⁺	91,56	91,56	91,56		91,56	--	--	91,56				
Total		2272	148	2124	1163	961	579	382				

Tabela B.5 - Composição mássica dos compostos orgânicos presentes na corrente de reformado (1), nas correntes de topo (2 e 3) e fundo (5) da coluna T-0101, nas correntes de topo (6 e 7) e fundo (9) da coluna T-0102 e nas correntes de topo (10, 11 e 12) e fundo (13,14 e 15) da coluna T-0103.

Compostos orgânicos		Composição mássica (%m/m)							
		Reformado (1)	Topo T-0101 (2 e 3)	Fundo T-0101 (5)	Topo T-0102 (6 e 7)	Fundo T-0102 (9)	Topo T-0103 (10, 11 e 12)	Fundo T-0103 (13, 14 e 15)	
Não Arom.	n-Butano	0,700	10,75	--	--	--	--	--	
	Isobutano	0,700	10,75						
	Isopentano	5,102	78,35						
	n-Pentano	4,930	--	5,273	9,631				
	n-Hexano	4,070		4,353	7,951				
	Isohexano	7,490		8,012	14,63				
	Ciclohexano	0,540		0,578	1,055				
	Iso-heptano	4,670		4,995	9,123				
	Metilciclohexano	3,320		3,551	6,486				
	Isoctano	0,571		0,611	--				1,350
n-nonano	0,057	0,061		0,135		--	0,340		
Arom.	Benzeno	5,880		0,150	6,279			11,47	--
	Tolueno	19,52	--	20,88	38,13	0,006	0,010		
	Etilbenzeno	3,780		4,043	0,654	8,146	13,51		
	p-Xileno	5,270		5,637	0,707	11,60	19,25		
	m-Xileno	10,73		11,48	0,017	25,35	42,05		
	o-Xileno	5,890		6,300	0,098	13,81	22,84	0,100	
	1,3,5 - Trimetilbenzeno	6,375		6,819	--	15,07	--	37,88	
	Isopropilbenzeno	6,375		6,819		15,07	0,090	37,74	
Naftaleno e C ₁₁ ⁺	4,030	4,311		9,528		--	23,94		
Total		100	100	100	100	100	100	100	

B.2 Calor sensível e calor latente de condensação/vaporização das correntes selecionadas

Nesta seção são apresentados os resultados calculados que conduziram à determinação da energia sensível e latente das correntes selecionadas.

Na tabela B.6 estão representados os valores obtidos de algumas propriedades físicas dos compostos orgânicos, que conduzirão à determinação das capacidades caloríficas das correntes líquidas, bem como do calor sensível.

Tabela B.6 - Propriedades físicas das substâncias orgânicas puras, obtidas analiticamente.

Compostos orgânicos		Densidade Relativa a 60°F (G)	Fator de Caracterização (K)
Não Arom.	n-Butano	0,585	13,49
	Isobutano	0,564	13,78
	Isopentano	0,626	13,01
	n-Pentano	0,632	13,02
	n-Hexano	0,665	12,79
	Isohexano	0,658	12,83
	Ciclohexano	0,782	11,00
	Iso-heptano	0,682	12,72
	Metilciclohexano	0,775	11,31
	Isoctano	0,699	12,52
n-nonano	0,722	12,66	
Arom.	Benzeno	0,883	9,74
	Tolueno	0,874	10,11
	Etilbenzeno	0,874	10,34
	p-Xileno	0,865	10,45
	m-Xileno	0,869	10,42
	o-Xileno	0,885	10,28
	1,3,5 - Trimetilbenzeno	0,870	10,62
	Isopropilbenzeno	0,868	10,54
	Naftaleno e C ₁₁ ⁺	0,862	11,13

As tabelas que se seguem são referentes aos valores obtidos para a capacidade calorífica média e para a energia sensível de todas as correntes, que sofrem no processo, exclusivamente aquecimento/arrefecimento. Esses valores correspondem às correntes 1, 12,13 e 14 (consultar figura 3.9).

A energia sensível libertada pela corrente 13 foi considerada igual à energia acolhida pela corrente 12 (anexo C.3), desprezando perdas energéticas.

Tabela B.7 - Capacidade calorífica média e energia sensível da corrente de reformado (1).

Corr.	Componente i	C _p _i Inicial kJ/(kg.K)	C _p _i Final kJ/(kg.K)	x _i C _p _i Inicial kJ/(kg.K)	x _i C _p _i Final kJ/(kg.K)	C _p _{Med} kJ/(kg.K)	E _{Sen} kW
1	n-Butano	2,485	2,727	0,017	0,019	1,964	2427
	Isobutano	2,574	2,824	0,018	0,020		
	Isopentano	2,332	2,563	0,119	0,131		
	n-Pentano	2,322	2,552	0,114	0,126		
	n-Hexano	2,229	2,451	0,091	0,100		
	Isohexano	2,247	2,471	0,168	0,185		
	Ciclohexano	1,862	2,053	0,010	0,011		
	Iso-heptano	2,189	2,409	0,102	0,112		
	Metilciclohexano	1,903	2,097	0,063	0,070		
	Isoctano	2,139	2,354	0,012	0,013		
	n-nonano	2,114	2,327	0,001	0,001		
	Benzeno	1,633	1,804	0,096	0,106		
	Tolueno	1,677	1,851	0,327	0,361		
	Etilbenzeno	1,697	1,874	0,064	0,071		
	p-Xileno	1,716	1,895	0,090	0,100		
	m-Xileno	1,709	1,887	0,183	0,203		
	o-Xileno	1,681	1,856	0,099	0,109		
	1,3,5 - Trimetilbenzeno	1,727	1,907	0,110	0,122		
	Isopropilbenzeno	1,721	1,900	0,110	0,121		
Naftaleno e C ₁₁ ⁺	1,782	1,967	0,072	0,079			
			C _p _i Mist. 1,869	C _p _F Mist. 2,060			

Tabela B.8 - Capacidade calorífica média e energia sensível da corrente de topo da coluna T-0103 (12) rumo à unidade U-0400.

Corr.	Componente i	C _p _i Inicial kJ/(kg.K)	C _p _i Final kJ/(kg.K)	x _i C _p _i Inicial kJ/(kg.K)	x _i C _p _i Final kJ/(kg.K)	C _p _{Med} kJ/(kg.K)	E _{Sen} kW
12	Isoctano	2,409	2,702	0,054	0,060	2,057	747
	Tolueno	1,896	2,134	0,000	0,000		
	Etilbenzeno	1,919	2,160	0,259	0,292		
	p-Xileno	1,941	2,184	0,374	0,420		
	m-Xileno	1,933	2,175	0,813	0,915		
	o-Xileno	1,901	2,140	0,434	0,489		
	Isopropilbenzeno	1,946	2,190	0,002	0,002		
			C _p _i Mist. 1,936	C _p _F Mist. 2,178			

Tabela B.9 - Capacidade calorífica média e energia sensível da corrente de fundo da coluna T-0103 (14) rumo à unidade U-0500.

Corr.	Componente i	C _p _i Inicial kJ/(kg.K)	C _p _i Final kJ/(kg.K)	x _i C _p _i Inicial kJ/(kg.K)	x _i C _p _i Final kJ/(kg.K)	C _p _{Med} kJ/(kg.K)	E _{Sen} kW
14	n-nonano	3,100	2,087	0,011	0,007	2,146	2116
	o-Xileno	2,491	1,658	0,002	0,002		
	1,3,5 - Trimetilbenzeno	2,558	1,704	0,969	0,646		
	Isopropilbenzeno	2,548	1,698	0,962	0,641		
	Naftaleno e C ₁₁ ⁺	2,638	1,759	0,631	0,421		
			C _p _i Mist. 2,575	C _p _F Mist. 1,716			

As restantes correntes seleccionadas para integração energética, para além de aquecerem/arrefecerem, sofrem mudança de fase. Nas tabelas seguintes apresenta-se quer a energia sensível quer o calor latente dessas correntes. Estas são respetivamente as correntes 2, 3, 15, 6, 7, 10 e 11, para melhor visualização das mesmas consultar figura 3.9.

Tabela B.10 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de topo da coluna T-0101, de refluxo (2).

Corr.	Componente i	Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	Cp _i Final kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Final kJ/(kg.K)	Cp _{Med} kJ/(kg.K)	E _{Sen} kW	Tr	Tr _b	λ _T kJ/kg	y _i λ _T kJ/kg	E _{Cond} kW
2	n-Butano	2,686	2,541	0,289	0,273	2,498	338	0,494	0,102	310,05	33,3	1477
	Isobutano	2,782	2,633	0,299	0,283			0,548	0,040	275,70	29,6	
	Isopentano	2,524	2,386	1,977	1,870			0,409	0,222	309,70	242,6	
	Benzeno	1,775	1,673	0,003	0,003			0,273	0,319	403,56	0,61	
				Cp _i Mist. 2,568	Cp _F Mist. 2,428						λ _{Mist} 306	

Tabela B.11 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de topo da coluna T-0101, rumo à pool de gasolinas (3).

Corr.	Componente i	Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	Cp _i Final kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Final kJ/(kg.K)	Cp _{Med} kJ/(kg.K)	E _{Sen} kW	Tr	Tr _b	λ _T kJ/kg	y _i λ _T kJ/kg	E _{Cond} kW
3	n-Butano	2,686	2,448	0,289	0,263	2,453	193	0,494	0,102	310,05	33,3	524
	Isobutano	2,782	2,537	0,299	0,273			0,548	0,040	275,70	29,6	
	Isopentano	2,524	2,298	1,977	1,801			0,409	0,222	309,70	242,6	
	Benzeno	1,775	1,608	0,003	0,002			0,273	0,319	403,56	0,61	
				Cp _i Mist. 2,568	Cp _F Mist. 2,339						λ _{Mist} 306	

Tabela B.12 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de vaporização da corrente de fundo da coluna T-0103, alimentação da fornalha (15).

Corr.	Componente i	Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	Cp _i Final kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Final kJ/(kg.K)	Cp _{Med} kJ/(kg.K)	E _{Sen} kW	Tr	Tr _b	λ _T kJ/kg	y _i λ _T kJ/kg	E _{Vap} kW
15	n-nonano	3,097	3,132	0,011	0,011	2,587	5089	0,792	0,497	207,93	0,7	9955
	o-Xileno	2,488	2,517	0,002	0,003			0,717	0,433	265,74	0,3	
	1,3,5 - Trimetilbenzeno	2,555	2,584	0,968	0,979			0,704	0,478	260,52	98,7	
	Isopropilbenzeno	2,546	2,575	0,961	0,972			0,715	0,453	241,33	91,1	
	Naftaleno e C ₁₁ ⁺	2,635	2,665	0,631	0,638			0,545	0,478	260,45	62,4	
				Cp _i Mist. 2,572	Cp _F Mist. 2,602						λ _{Mist} 253	

Tabela B.13 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de topo da coluna T-0102, de refluxo (6).

Corr.	Componente i	Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	Cp _i Final kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Final kJ/(kg.K)	Cp _{Med} kJ/(kg.K)	E _{Sen} kW	Tr	Tr _b	λ _T kJ/kg	y _i λ _T kJ/kg	E _{Cond} kW
6	n-Pentano	2,625	2,576	0,253	0,248	2,162	508	0,498	0,251	307,33	29,6	8129
	n-Hexano	2,522	2,475	0,201	0,197			0,423	0,343	317,88	25,3	
	Isohexano	2,542	2,495	0,372	0,365			0,441	0,322	301,37	44,1	
	Ciclohexano	2,114	2,073	0,022	0,022			0,358	0,330	350,40	3,7	
	Iso-heptano	2,479	2,432	0,226	0,222			0,388	0,392	307,65	28,1	
	Metilciclohexano	2,159	2,118	0,140	0,137			0,337	0,375	325,71	21,1	
	Benzeno	1,858	1,822	0,213	0,209			0,348	0,319	387,21	44,4	
	Tolueno	1,907	1,870	0,727	0,713			0,317	0,382	377,45	143,9	
	Etilbenzeno	1,931	1,893	0,013	0,012			0,295	0,426	363,09	2,4	
	p-Xileno	1,952	1,914	0,014	0,014			0,296	0,433	367,28	2,6	
	m-Xileno	1,944	1,906	0,000	0,000			0,295	0,434	370,55	0,1	
	o-Xileno	1,912	1,875	0,002	0,002			0,285	0,433	377,89	0,4	
				Cp _i Mist. 2,183	Cp _F Mist. 2,141						λ _{Mist} 346	

Tabela B.14 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de topo da coluna T-0102, rumo à unidade U-0200 (7).

Corr.	Componente i	Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	Cp _i Final kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Final kJ/(kg.K)	Cp _{Med} kJ/(kg.K)	E _{Sen} kW	Tr	Tr _b	λ _T kJ/kg	y _i λ _T kJ/kg	E _{Cond} kW
7	n-Pentano	2,625	2,512	0,253	0,242	2,136	661	0,498	0,251	307,33	29,6	4657
	n-Hexano	2,522	2,413	0,201	0,192			0,423	0,343	317,88	25,3	
	Isohexano	2,542	2,433	0,372	0,356			0,441	0,322	301,37	44,1	
	Ciclohexano	2,114	2,021	0,022	0,021			0,358	0,330	350,40	3,7	
	Iso-heptano	2,479	2,371	0,226	0,217			0,388	0,392	307,65	28,1	
	Metilciclohexano	2,159	2,064	0,140	0,134			0,337	0,375	325,71	21,1	
	Benzeno	1,858	1,775	0,213	0,204			0,348	0,319	387,21	44,4	
	Tolueno	1,907	1,822	0,727	0,694			0,317	0,382	377,45	143,9	
	Etilbenzeno	1,931	1,844	0,013	0,012			0,295	0,426	363,09	2,4	
	p-Xileno	1,952	1,865	0,014	0,013			0,296	0,433	367,28	2,6	
	m-Xileno	1,944	1,857	0,000	0,000			0,295	0,434	370,55	0,1	
	o-Xileno	1,912	1,826	0,002	0,002			0,285	0,433	377,89	0,4	
				Cp _i Mist. 2,184	Cp _F Mist. 2,088						λ _{Mist} 346	

Tabela B.15 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de topo da coluna T-0103, de refluxo (10).

Corr.	Componente i	Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	Cp _i Final kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Final kJ/(kg.K)	Cp _{Med} kJ/(kg.K)	E _{Sen} kW	Tr	Tr _b	λ _T kJ/kg	y _i λ _T kJ/kg	E _{Cond} kW
10	Isoctano	2,945	2,652	0,066	0,059	2,258	4088	0,765	0,405	189,39	4,2	8316
	Tolueno	2,331	2,093	0,0002	0,0002			0,656	0,382	290,84	0,03	
	Etilbenzeno	2,360	2,119	0,319	0,286			0,610	0,426	289,90	39,2	
	p-Xileno	2,385	2,142	0,459	0,412			0,612	0,433	292,91	56,4	
	m-Xileno	2,376	2,133	0,999	0,897			0,610	0,434	295,81	124,4	
	o-Xileno	2,338	2,099	0,534	0,479			0,589	0,433	306,20	69,9	
	Isopropilbenzeno	2,392	2,148	0,002	0,002			0,588	0,453	277,84	0,2	
			Cp _i Mist. 2,379	Cp _F Mist. 2,137						λ _{Mist} 294		

Tabela B.16 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de topo da coluna T-0103 (11).

Corr.	Componente i	Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	Cp _i Final kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Final kJ/(kg.K)	Cp _{Med} kJ/(kg.K)	E _{Sen} kW	Tr	Tr _b	λ _T kJ/kg	y _i λ _T kJ/kg	E _{Cond} kW
11	Isoctano	2,945	2,409	0,066	0,054	2,158	1692	0,765	0,405	189,39	4,2	1970
	Tolueno	2,331	1,896	0,000	0,000			0,656	0,382	290,84	0,03	
	Etilbenzeno	2,360	1,919	0,319	0,259			0,610	0,426	289,90	39,2	
	p-Xileno	2,385	1,941	0,459	0,374			0,612	0,433	292,91	56,4	
	m-Xileno	2,376	1,933	0,999	0,813			0,610	0,434	295,81	124,4	
	o-Xileno	2,338	1,901	0,534	0,434			0,589	0,433	306,20	69,9	
	Isopropilbenzeno	2,392	1,946	0,002	0,002			0,588	0,453	277,84	0,2	
			Cp _i Mist. 2,379	Cp _F Mist. 1,936						λ _{Mist} 294		

B.3 Calor sensível e calor latente de condensação das correntes de aquecimento das colunas T-0101 e T-0102

Para a avaliação das necessidades de aquecimento das colunas T-0101 e T-0102, determinou-se a energia sensível e o calor de condensação das correntes que efetuam o aquecimento das respetivas colunas, vapor de média pressão (VMP) e o corte de xilenos (C8's). Todos os dados determinados encontram-se expostos nas tabelas B.17, B.18 e B.19.

Tabela B.17 - Energia sensível e calor latente de condensação da corrente de vapor utilizada na coluna T-0101 e T-0102.

Corrente	Equipamento	E_{Sen} (kW)	E_{Cond} (kW)
Vapor Média Pressão	Coluna T-0101	177	2011
	Coluna T-0102	246	2794

Tabela B.18 - Capacidade calorífica média, energia sensível e calor de condensação da corrente de xilenos que efetua o aquecimento da coluna T-0101.

Corr.	Componente i	Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	Cp _i Final kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Final kJ/(kg.K)	Cp _{Med} kJ/(kg.K)	E _{Sen} kW	Tr	Tr _b	λ _T kJ/kg	y _i λ _T kJ/kg	E _{Cond} kW
C ₈ 's Coluna T-0101	Isoctano	2,945	2,794	0,066	0,063	2,317	128	0,765	0,405	189,39	4,2	493
	Tolueno	2,331	2,208	0,000	0,000			0,656	0,382	290,84	0,03	
	Etilbenzeno	2,360	2,235	0,319	0,302			0,610	0,426	289,90	39,2	
	p-Xileno	2,385	2,260	0,459	0,435			0,612	0,433	292,91	56,4	
	m-Xileno	2,376	2,251	0,999	0,946			0,610	0,434	295,81	124,4	
	o-Xileno	2,338	2,215	0,534	0,506			0,589	0,433	306,20	69,9	
	Isopropilbenzeno	2,392	2,266	0,002	0,002			0,588	0,453	277,84	0,2	
				Cp _i Mist. 2,379	Cp _F Mist. 2,254					λ _{Mist} 294		

Tabela B.19 - Capacidade calorífica média, energia sensível e energia de condensação da corrente de xilenos que efetua o aquecimento da coluna T-0102.

Corr.	Componente i	Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	Cp _i Final kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Inicial kJ/(kg.K)	x _i Cp _i Final kJ/(kg.K)	Cp _{Med} kJ/(kg.K)	E _{Sen} kW	Tr	Tr _b	λ _T kJ/kg	y _i λ _T kJ/kg	E _{Cond} kW
C ₈ 's Coluna T-0102	Isoctano	2,945	2,830	0,066	0,063	2,332	233	0,765	0,405	189,39	4,2	1177
	Tolueno	2,331	2,238	0,000	0,000			0,656	0,382	290,84	0,03	
	Etilbenzeno	2,360	2,265	0,319	0,306			0,610	0,426	289,90	39,2	
	p-Xileno	2,385	2,290	0,459	0,441			0,612	0,433	292,91	56,4	
	m-Xileno	2,376	2,281	0,999	0,959			0,610	0,434	295,81	124,4	
	o-Xileno	2,338	2,245	0,534	0,513			0,589	0,433	306,20	69,9	
	Isopropilbenzeno	2,392	2,297	0,002	0,002			0,588	0,453	277,84	0,2	

B.4 Calor transferido anualmente pelas correntes no processo atual

Os valores de seguida expostos são referentes às energias que as correntes do processo, identificadas no quarto capítulo, cedem (correntes quentes) ou requerem (correntes frias) em termos anuais. Esta determinação teve como base os valores presentes nos anexos B.2 e B.3. No anexo C.6 pode ser consultado o exemplo de cálculo.

Nas tabelas B.20 e B.21 apresentam-se todas as energias transferidas anualmente pelas diferentes correntes do processo.

Tabela B.20 - Energia anual requerida pelas correntes 4 e 8 do processo, proveniente da corrente de vapor e da corrente de xilenos.

Corrente	Coluna T-0101 (4)		Coluna T-0102 (8)	
	$E_{\text{Transferida}}$ (kW)	$E_{\text{Transferida}}$ (GJ/ano)	$E_{\text{Transferida}}$ (kW)	$E_{\text{Transferida}}$ (GJ/ano)
VMP	2188	62384	3040	86676
C ₈ 's	621	17706	1410	40202
Total	2809	80090	4450	126878

Tabela B.21 - Valores obtidos da energia transferida anualmente pelas correntes quentes e frias do processo.

Tipo	Corrente	$E_{\text{Transferida}}$ (kW)	$E_{\text{Transferida}}$ (GJ/ano)	
Quentes	2	1815	51749	1009781
	3	717	20443	
	6	8637	246258	
	7	5318	151627	
	10	12404	353663	
	11	3662	104411	
	13	747	21299	
	14	2116	60331	
Frias	1	2427	69199	726401
	4	2809	80090	
	8	4450	126878	
	12	747	21299	
	15	15044	428935	
			Total	1736182

B.5 Calor transferido anualmente pelas utilidades disponíveis no processo atual

Foram quantificados todos os consumos anuais, de utilidades quentes e frias empregues no processo, no ano 2013. Estes consumos foram determinados com o auxílio dos dados que se apresentam no anexo A.5. Todos os exemplos de cálculo encontram-se no anexo C.7 e os valores obtidos dispostos nas tabelas seguintes, B.22 e B.23.

Tabela B.22 - Calor transferido anualmente nos aero-arrefecedores e nos permutadores, que utilizam água como fluido de arrefecimento, no ano 2013.

Fluido de Arrefecimento	Permutador	$E_{\text{Transferida}}$ (GJ/ano)
Água	E-0103 A/B	2095
	E-0118 A/B	13161
	E-0119 A/B	3609
Ar	EA-0105	70097
	EA-0111	10550
	EA-0112	387335
	EA-0115 A/B	379548
Total		866395

Tabela B.23 - Consumos energéticos anuais de utilidades quentes e frias do processo, no ano 2013.

Tipo de Utilidade		$E_{\text{Transferida}}$ (GJ/ano)	$E_{\text{Transferida}}$ (GJ/ano)
Quente	Fuel Gás	397543	577994
	Fuel Óleo	31391	
	Vapor de Média Pressão	149060	
Fria	Água de Arrefecimento	18865	866395
	Ar	847530	
Total			1444389

C. Exemplos de Cálculo

Nesta secção são apresentados os exemplos de cálculo dos dados necessários à realização da integração energética, bem como todas as considerações e aproximações efetuadas.

C.1 Balanços de massa à unidade U-0100

Efetuar-se os balanços de massa à unidade de pré-destilação, quer o global quer os balanços individuais aos equipamentos principais, as colunas de destilação T-0101, T-0102 e T-0103. Para tal foram utilizados os caudais mássicos evidenciados na tabela A.1 do anexo A.1.

Balanço de massa global

Para a realização do balanço global apenas foram consideradas as correntes 1, 3, 7, 11 e 14, sendo estas as únicas que entram e saem do sistema (figura 3.9). Todos os caudais, anteriormente referenciados, foram obtidos através de medidores de caudal mássico, existentes na fábrica de aromáticos. O balanço pode ser descrito pela seguinte expressão.

$$m_{\text{entra}} = m_{\text{sai}} + m_{\text{perdas}} \quad (\text{C.1})$$

$$m_1 = (m_3 + m_7 + m_{11} + m_{14}) + m_{\text{perdas}}$$

Segundo a equação anterior, conhecendo os caudais das correntes (tabela A.1, anexo A.1), foi possível determinar o caudal diário de perdas que existe na unidade:

$$m_{\text{reformado}} = m_1 = 2272 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{Topo T-0101}} = m_3 = 148 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{Topo T-0102}} = m_7 = 1163 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{Topo T-0103}} = m_{11} = 579 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{Fundo T-0103}} = m_{14} = 381 \text{ ton/dia}$$

$$2272 = (148 + 1163 + 579 + 381) + m_{\text{perdas}}$$

$$m_{\text{perdas}} = 1 \text{ ton/dia}$$

As perdas observadas dizem respeito à quantidade de compostos não condensados que são enviados para a flare e que provém dos três acumuladores da unidade. Em termos de percentagem de perdas esta pode ser determinada tendo como base o caudal de alimentação à unidade, ou seja m_1 .

$$\% Pm = \frac{m_{\text{perdas}}}{m_1} \times 100 \quad (\text{C.2})$$

$$\% Pm = \frac{1}{2272} \times 100$$

$$\% Pm = 0,04\%$$

Constata-se que a percentagem de perdas é bastante reduzida, sendo possível desprezar a existência de perdas de massa na unidade de pré-destilação.

Balanço de massa à coluna T-0101

Após a determinação das perdas totais foi realizado o balanço de massa a cada coluna de destilação. A corrente de entrada e as correntes de saída da coluna T-0101 são respetivamente as correntes 1, 3 e 5.

O caudal de fundo da coluna T-0101, corrente 5, foi obtido realizando um balanço de massa a esta coluna, considerando desprezável a perda existente no acumulador D-0101. Para tal recorreu-se à equação C.1, e aos caudais das correntes 1 e 3.

$$m_{\text{reformado}} = m_1 = 2272 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{Topo T-0101}} = m_3 = 148 \text{ ton/dia}$$

$$m_1 = (m_3 + m_5) + m_{\text{perdas}}$$

$$2272 = (148 + m_5) + 0$$

$$m_5 = 2124 \text{ ton/dia}$$

Balanço de massa à coluna T-0102

De igual forma foi realizado o balanço à coluna T-0102, desprezando as perdas no acumulador D-0102. A corrente de entrada e as correntes de saída da coluna T-0102 são respetivamente as correntes 5, 7 e 9.

O caudal de fundo desta coluna, corrente 9, foi igualmente obtido por balanço recorrendo à equação C.1, e aos caudais das correntes, 5 (determinado anteriormente) e 7 (tabela A.1, anexo A.1).

$$m_{\text{Fundo T-0101}} = m_5 = 2124 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{Topo T-0102}} = m_7 = 1163 \text{ ton/dia}$$

$$m_5 = (m_7 + m_9) + m_{\text{perdas}}$$

$$2124 = (1163 + m_9) + 0$$

$$m_9 = 961 \text{ ton/dia}$$

Se for feita a comparação com o valor obtido pelo medidor disponível na fábrica, $m_{9 \text{ medido}} = 937 \text{ ton/dia}$ observa-se a existência de um desvio, contudo este é relativamente pequeno.

$$\%Dv = \frac{961 - 937}{961} \times 100$$

$$\%Dv = 2,50\%$$

O caudal obtido anteriormente, por balanço de massa, irá ser considerado para os restantes balanços.

Balanço de massa à coluna T-0103

O balanço de massa à última coluna de destilação, T-0103 foi realizado recorrendo à equação C.1, onde serão imprescindíveis os caudais das correntes de entrada e de saída da mesma, respetivamente das correntes 9 e 11. Uma vez mais foram desprezadas as perdas no último acumulador.

Neste balanço foi determinado o caudal da corrente de fundo da coluna T-0103, corrente 14, com o intuito de comparar esse valor com o valor medido pela fábrica.

$$m_{\text{Fundo T-0102}} = m_9 = 961 \text{ ton/dia (obtido pelo balanço de massa)}$$

$$m_{\text{Topo T-0103}} = m_{11} = 579 \text{ ton/dia}$$

$$m_9 = (m_{11} + m_{14}) + m_{\text{perdas}}$$

$$961 = (579 + m_{14}) + 0$$

$$m_{14} = 382 \text{ ton/dia}$$

O valor medido pela fábrica, $m_{14 \text{ medido}} = 381 \text{ ton/dia}$, aproxima-se bastante do obtido por balanço, sendo o desvio associado quase nulo.

$$\%Dv = \frac{382 - 381}{382} \times 100$$

$$\%Dv = 0,262\%$$

Através dos balanços realizados foi possível verificar que as perdas de massa podem ser desprezadas. Dessa forma alguns caudais obtidos através da base de dados da respectiva fábrica podem ser corrigidos e aproximados aos valores obtidos por balanços de massa. O caudal referente à corrente 14 foi substituído pelo valor de balanço de massa.

C.2 Determinação da composição mássica das correntes processuais

O laboratório pertencente à fábrica dos aromáticos não efetua análises a todas as correntes processuais. A composição das restantes correntes em falta, topo da coluna T-0102 (6), fundo das colunas T-0101 (5) e T-0102 (9), podem ser obtidas tendo por base o balanço de massa realizado às colunas, anexo C.1, e os balanços de massa realizados aos compostos.

Exemplo de cálculo do caudal mássico dos compostos não aromáticos na corrente de reformado

Numa primeira fase foram determinados os caudais correspondentes aos compostos orgânicos presentes nas correntes, que são efetivamente analisadas pelo laboratório. Esse cálculo foi obtido tendo em conta a composição mássica dessas correntes, anexo A.3 (tabela A.5).

O cálculo seguinte é representativo da determinação do caudal de todos os outros compostos, em cada corrente.

$$m_{\text{reformado}} = m_1 = 2272 \text{ ton/dia}$$

$$x_{\text{N.Arom.Refor}} = 0,3215$$

$$m_{\text{N.Arom.Refor}} = 0,3215 \times 2272 = 730,4 \text{ ton/dia}$$

Foram determinados os caudais mássicos de todos os compostos orgânicos presentes em cada corrente analisada. Os valores podem ser consultados no anexo B.1 (tabela B.1).

Exemplo de cálculo do caudal mássico de isoctano e orto-xileno na corrente de fundo da coluna T-0102

Após serem definidos os caudais dos compostos existentes nas correntes de topo e de fundo da coluna T-0103 e desprezando perdas de massa, foi possível determinar os caudais mássicos dos compostos presentes na corrente de alimentação à coluna T-0103, fundo da coluna T-0102. Esse cálculo foi obtido através de um balanço de massa realizado aos

componentes que entram e saem da coluna T-0103. Esse pode ser descrito, de forma análoga à equação C.1.

Foram selecionados os compostos isoctano e orto-xileno para exemplos de cálculo.

Relativamente ao composto isoctano, sabendo que:

$$m_{\text{isoctano Topo T-0103}} = 12,97 \text{ ton/dia (Corrente 11)}$$

$$m_{\text{isoctano Fundo T-0103}} = 0 \text{ ton/dia (Corrente 14)}$$

$$m_{\text{isoctano Fundo T-0102}} = m_{\text{isoctano Topo T-0103}} + m_{\text{isoctano Fundo T-0103}} + m_{\text{isoctano Perdido}}$$

$$m_{\text{isoctano Fundo T-0102}} = 12,97 + 0 + 0$$

$$m_{\text{isoctano Fundo T-0102}} = 12,97 \text{ ton/dia}$$

Já para o orto-xileno, sabendo que:

$$m_{\text{Orto-xileno Topo T-0103}} = 132,3 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{Orto-xileno Fundo T-0103}} = 0,382 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{Orto-xileno Fundo T-0102}} = 132,3 + 0,382$$

$$m_{\text{Orto-xileno Fundo T-0102}} = 132,7 \text{ ton/dia}$$

Os caudais dos restantes compostos na corrente de fundo da coluna T-0102 podem ser consultados na tabela B.2, do anexo B.1.

Exemplo de cálculo do caudal mássico dos compostos não aromáticos na corrente de fundo da coluna T-0101

Estabelecidos os caudais dos compostos existentes na corrente de reformado e na corrente de topo da coluna T-0101 e desprezando perdas de massa, foi possível determinar os caudais mássicos dos compostos presentes na corrente de fundo da coluna T-0101. Para tal foi realizado um balanço de massa aos componentes que entram e saem da coluna T-0101.

Foram escolhidos os compostos não aromáticos para exemplo de cálculo e os seus caudais podem ser recolhidos do anexo B.1 (tabela B.1).

$$m_{\text{N.Arom.Refor}} = 730,4 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{N.Arom.Topo T-0101}} = 147,8 \text{ ton/dia}$$

$$m_{N.Arom. \text{ Fundo T-0101}} = 730,4 - 147,8$$

$$m_{N.Arom. \text{ Fundo T-0101}} = 582,7 \text{ ton/dia}$$

Os caudais dos restantes compostos na corrente de fundo da coluna T-0101 podem ser consultados na tabela B.2, do anexo B.1.

Exemplo de cálculo do caudal mássico de tolueno na corrente de topo da coluna T-0102

Restando apenas a caracterização da corrente de topo da T-0102, procedeu-se à determinação dos caudais de cada composto, presentes nessa mesma corrente. De forma análoga ao fundo das colunas T-0101 e T-0102 essa determinação foi feita através de um balanço de massa aos compostos envolvidos na coluna T-0102.

Foi selecionado o tolueno para a demonstração do exemplo de cálculo.

$$m_{\text{tolueno Fundo T-0101}} = 443,5 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{tolueno Fundo T-0102}} = 0,058 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{tolueno Topo T-0102}} = 443,5 - 0,058$$

$$m_{\text{tolueno Topo T-0102}} = 443,4 \text{ ton/dia}$$

Os caudais dos restantes compostos na corrente de topo da T-0102 podem ser consultados no anexo B.1 (tabela B.2).

Determinação da fração mássica do isoctano e n-nonano na corrente de reformado

A partir do caudal de reformado e dos caudais individuais dos compostos, isoctano e n-nonano, procedeu-se ao cálculo da composição mássica de cada um deles na corrente de alimentação à unidade, o reformado.

Sabendo que estes dois compostos fazem parte da constituição do reformado e apenas saem na coluna T-0103, considerando que não existem perdas de massa e tendo em atenção os valores apresentados na tabela B.1 do anexo B.1:

$$m_{\text{isoctano Topo T-0103}} = m_{\text{isoctano Refor}} = 12,97 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{n-nonano Fundo T-0103}} = m_{\text{n-nonano Refor}} = 1,299 \text{ ton/dia}$$

E o caudal de reformado (corrente 1) apresentado no anexo A.1 (tabela A.1):

$$m_{\text{reformado}} = m_1 = 2272 \text{ ton/dia}$$

$$\%(m/m)_{\text{isooctano Refor}} = \frac{12,97}{2272} \times 100 = 0,571$$

$$\%(m/m)_{\text{n-nonano Refor}} = \frac{1,299}{2272} \times 100 = 0,057$$

Exemplo de cálculo do caudal de n-butano na corrente de reformado

Após a identificação e caracterização mássica dos compostos não aromáticos da corrente de reformado, tabela B.3 do anexo B.1, foi possível determinar os caudais individuais de todos os compostos constituintes da corrente de reformado.

O n-butano foi selecionado para exemplo de cálculo.

$$x_{\text{n-butano Refor}} = 0,007$$

$$m_{\text{reformado}} = m_1 = 2272 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{n-butano Refor}} = 0,007 \times 2272$$

$$m_{\text{n-butano Refor}} = 15,90 \text{ ton/dia}$$

Os caudais dos restantes compostos na corrente de reformado podem ser consultados na tabela B.4, do anexo B.1.

Exemplo de cálculo da fração mássica do n-butano na corrente de topo da coluna T-0101

Considerando que o n-butano que entra com o reformado é todo ele libertado no topo da coluna T-0101 e que não existem perdas de massa:

$$m_{\text{Topo T-0101}} = m_3 = 148 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{n-butano Refor}} = m_{\text{n-butano Topo T-0101}} = 15,90 \text{ ton/dia}$$

$$m_{\text{n-butano Topo T-0101}} = y_{\text{n-butano Topo T-0101}} \times m_3$$

$$\%(m/m)_{\text{n-butano Topo T-0101}} = \frac{15,90}{148} \times 100 = 10,75$$

De forma idêntica foram determinadas as frações mássicas individuais dos compostos em falta, para cada corrente processual. Os valores obtidos podem ser consultados na tabela B.5 do anexo B.1. Todas as composições presentes na tabela anterior, irão ser fundamentais para a obtenção das variações energéticas das correntes líquidas e gasosas.

C.3 Determinação do calor sensível das correntes selecionadas

Para a determinação da energia proveniente do aquecimento/arrefecimento das correntes selecionadas foi preciso obter previamente a capacidade calorífica média dessas mesmas correntes. A corrente 2 será utilizada como exemplo representativo do cálculo da energia sensível de uma corrente líquida.

Cálculo da capacidade calorífica média da corrente 2 – Topo da coluna T-0101

A seguinte equação foi recomendada por *Fallon* e *Watson*, para a determinação de capacidades caloríficas de hidrocarbonetos líquidos e frações de petróleo, a temperaturas entre 0°F e temperaturas reduzidas 0,85 (A.Ragatz, M.Watson, & A.Houghen, 1984).

$$C_{p_i} = [(0,355 + 1,28 \times 10^{-2} \times \text{°API}) + (0,503 + 0,117 \times 10^{-2} \times \text{°API}) \times 10^{-3} \times T] \times [0,05 \times K + 0,41] \quad (\text{C.3})$$

Onde, C_{p_i} é a capacidade calorífica de uma substância pura líquida, expressa em Btu/(lb.°F)

T é a temperatura a que se encontra a substância, expressa em °F

K é o fator de caracterização U.O.P (Universal Oil Product)

°API é uma escala hidrométrica criada pelo *American Petroleum Institute*, que mede a densidade de compostos orgânicos

A densidade relativa das substâncias líquidas, G, a 60 °F, pode ser relacionada através da escala API (A.Ragatz, M.Watson, & A.Houghen, 1984).

$$G = \frac{141,5}{\text{°API} + 131,5} \quad (\text{C.4})$$

O fator de caracterização, K, por sua vez pode ser determinado segundo a seguinte expressão (A.Ragatz, M.Watson, & A.Houghen, 1984).

$$K = \frac{\sqrt[3]{T_b}}{G} \quad (\text{C.5})$$

Sendo T_b a temperatura de ebulição normal dos componentes puros, em R.

Para todos os compostos orgânicos, as variáveis recolhidas da bibliografia, °API e T_b encontram-se dispostas no anexo A.4 (tabela A.6) e as restantes, K e G são determinadas analiticamente e apresentadas na tabela B.6 do anexo B.2.

Para a determinação da capacidade calorífica média da corrente 2, foi necessário conhecer:

- Temperatura inicial da corrente
- Temperatura final
- Capacidade calorífica de cada componente puro
- Composição da corrente em causa

Para o caso de um dos compostos presentes nesta corrente, o **n-butano**, os cálculos foram os seguintes:

$$T_{\text{inicial}} = 66 \text{ }^{\circ}\text{C} = 151^{\circ}\text{F}$$

$$T_{\text{final}} = 38 \text{ }^{\circ}\text{C} = 100^{\circ}\text{F}$$

$$T_b = 31,10^{\circ}\text{F} = 490,79 \text{ R}$$

$$^{\circ}\text{API} = 110,42$$

Então pela equação C.4:

$$G = 0,585$$

E pela equação C.5:

$$K = 13,49$$

Para a temperatura inicial a capacidade calorífica do n-butano:

$C_{p_{\text{n-Butano}}}$ Inicial

$$= [(0,355 + 1,28 \times 10^{-2} \times 110,42) + (0,503 + 0,117 \times 10^{-2} \times 110,42) \times 10^{-3} \times 151] \times [0,05 \times 13,49 + 0,41]$$

$$C_{p_{\text{n-Butano}}}$$
 Inicial = 0,6415 Btu/(lb \times $^{\circ}\text{F}$)

$$C_{p_{\text{n-Butano}}}$$
 Inicial = 0,6415 \times 4,1868 = 2,686 kJ/(kg. K)

Para a temperatura final a capacidade calorífica do n-butano:

$C_{p_{\text{n-Butano}}}$ Final

$$= [(0,355 + 1,28 \times 10^{-2} \times 110,42) + (0,503 + 0,117 \times 10^{-2} \times 110,42) \times 10^{-3} \times 100] \times [0,05 \times 13,49 + 0,41]$$

$$C_{p_{\text{n-Butano}}}$$
 Final = 0,6070 Btu/(lb \times $^{\circ}\text{F}$)

$$C_{p_{\text{n-Butano}}}$$
 Final = 0,6070 \times 4,1868 = 2,541 kJ/(kg. K)

A capacidade calorífica da mistura pode ser obtida levando em consideração a composição química da mesma.

$$C_p \text{ Mist} = \sum_i x_i \times C_{p_i} \quad (\text{C. 6})$$

Onde, $C_p \text{ Mist}$ é a capacidade calorífica da mistura a uma determinada temperatura, T , em $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$

C_{p_i} é a capacidade calorífica do componente i , a uma determinada temperatura T , em $\text{kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$

x_i é a fração mássica do composto i na mistura

Assim sendo, para a corrente 2, e de acordo com as frações mássicas desta corrente, apresentadas no anexo B.1 (tabela B.5):

$$x_{n\text{-butano}} = 0,1075$$

$$x_{\text{Isobutano}} = 0,1075$$

$$x_{\text{Isopentano}} = 0,7835$$

$$x_{\text{Benzeno}} = 0,00150$$

Através dos valores das capacidades caloríficas, apresentadas na tabela B.10 do anexo B.2, para a temperatura inicial da corrente, 66°C , e com a equação C.6:

$$C_{p_{\text{Isobutano}}} \text{ Inicial} = 2,782 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$$

$$C_{p_{\text{Isopentano}}} \text{ Inicial} = 2,524 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$$

$$C_{p_{\text{Benzeno}}} \text{ Inicial} = 1,775 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$$

$$C_{p_I \text{ Mist}} = (2,686 \times 0,1075) + (2,782 \times 0,1075) + (2,524 \times 0,7835) + (1,775 \times 0,00150)$$

$$C_{p_I \text{ Mist}} = 2,568 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$$

Para a temperatura final da corrente 2, 38°C , e de acordo com os valores das capacidades caloríficas, apresentadas na tabela B.10 do anexo B.2 e as frações mássicas anteriormente mencionadas:

$$C_{p_{\text{Isobutano}}} \text{ Final} = 2,633 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$$

$$C_{p_{\text{Isopentano}}} \text{ Final} = 2,386 \text{ kJ}/(\text{kg}\cdot\text{K})$$

$$Cp_{\text{Benzeno Final}} = 1,673 \text{ kJ}/(\text{kg. K})$$

$$Cp_{\text{F Mist}} = (2,541 \times 0,1075) + (2,633 \times 0,1075) + (2,386 \times 0,7835) + (1,673 \times 0,00150)$$

$$Cp_{\text{F Mist}} = 2,428 \text{ kJ}/(\text{kg. K})$$

Uma vez que, para misturas líquidas, a capacidade calorífica pouco se altera face a variações na temperatura, considerou-se que a capacidade calorífica da corrente 2 seria igual a um valor médio entre a capacidade calorífica inicial e final. Assim sendo:

$$Cp_{\text{Med}} = \frac{Cp_{\text{I Mist}} + Cp_{\text{F Mist}}}{2} = \frac{2,568 + 2,428}{2}$$

$$Cp_{\text{Med}} = 2,498 \text{ kJ}/(\text{kg. K})$$

Os valores obtidos para a corrente 2 podem ser consultados no anexo B.2 (tabela B.10).

Cálculo da energia sensível libertada pela corrente 2

A energia térmica resultante do arrefecimento da corrente de topo da coluna T-0101 com refluxo para a mesma, corrente 2, foi obtida através da capacidade calorífica média da mistura, calculada anteriormente, do caudal mássico dessa corrente e da variação de temperatura. Estes últimos valores encontram-se apresentados no anexo A.1 (tabelas A.1, A.2 e A.3).

$$m_{\text{Topo T-0101 Refluxo}} = m_2 = 417 \text{ ton}/\text{dia}$$

$$T_{\text{inicial}} = 66 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{final}} = 38 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$E_{\text{Sen}} = Cp_{\text{Med}} \times m_2 \times (T_{\text{inicial}} - T_{\text{final}}) \quad (\text{C.7})$$

$$E_{\text{Sen}} = 2,498 \times \left[\frac{417 \times 1000}{24 \times 3600} \right] \times (66 - 38) = 338 \text{ kW}$$

O valor encontra-se apresentado na tabela B.10, anexo B.2.

Cálculo da temperatura final da corrente 11

Foi necessário determinar a temperatura final da corrente 11, para se proceder à respetiva integração energética. Para tal foram efetuados balanços de energia aos permutadores E-0109 A/B e E-0101, respetivamente. No primeiro permutador o calor sensível libertado pela corrente 14 é adquirido pela corrente de reformado. Já no segundo ocorre transferência de

calor entre a corrente 11 e o reformado. Em ambos os balanços as perdas de energia foram consideradas desprezáveis.

Considerando as condições operatórias da corrente 14 verificadas no permutador E-0109 A/B e através da equação C.7 foi possível determinar a energia sensível transferida no mesmo.

$$T_{\text{inicial}} = T_{q_e} = 244 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (tabela A.2, anexo A.1)}$$

$$T_{\text{final}} = T_{q_s} \text{ (Saída do permutador – dado experimental médio recolhido)} = 78,3 \text{ }^\circ\text{C}$$

$C_{p_{\text{Med}}}$ (Corrente 14) = 2,283 kJ/(kg. K) (determinado de forma análoga ao exemplificado anteriormente, para as respetivas gamas de temperatura)

$$m_{14} = 382 \text{ ton/dia (determinado no anexo C.1)}$$

$$E_{\text{Sen}}(\text{E} - 0109 \text{ A/B}) = C_{p_{\text{Med}}} \times m_{14} \times (T_{\text{inicial}} - T_{\text{final}})$$

$$E_{\text{Sen}}(\text{E} - 0109 \text{ A/B}) = 2,283 \times \left[\frac{382 \times 1000}{24 \times 3600} \right] \times (244 - 78,3) = 1673 \text{ kW}$$

Conhecendo a necessidade térmica da corrente de reformado, determinada de forma idêntica ao que foi exemplificado para a corrente 2, obteve-se por diferença, através do valor anterior, a energia transferida no permutador E-0101 pela corrente 11.

$$E_{\text{Sen}}(\text{Corrente 1}) = 2427 \text{ kW (tabela B.7, anexo B.2)}$$

$$E_{\text{Sen}}(\text{E} - 0101) = 2427 - 1673 = 754 \text{ kW}$$

A partir do valor obtido anteriormente, procedeu-se à determinação da temperatura final da corrente 11, recorrendo às condições operatórias da mesma e à equação C.7.

$$T_{\text{inicial}} = T_{q_e} = 139 \text{ }^\circ\text{C} \text{ (temperatura da corrente à saída do aero-arrefecedor EA-0115 A/B)}$$

$$C_{p_{\text{Med}}}(\text{Corrente 11}) \approx C_{p_{\text{F Mist}}}(\text{corrente 10 a } 139^\circ\text{C}) = 2,137 \text{ kJ/(kg. K)}$$

$$m_{11} = 579 \text{ ton/dia (tabela A.1, anexo A.1)}$$

$$754 = \left[\left(\frac{579 \times 1000}{24 \times 3600} \right) \times 2,137 \times (139 - T_{\text{final}}) \right]$$

$$T_{\text{final}} \approx 86^\circ\text{C}$$

Cálculo da temperatura final da corrente 13

Da mesma forma foi fundamental determinar a temperatura final da corrente 13, correspondendo também à temperatura inicial da corrente que alimenta a fornalha (15), conforme o diagrama processual (figura 3.9). Pode ser obtida através de um balanço de energia realizado ao permutador E-0110. Neste permutador o calor sensível libertado pela corrente 13 é adquirido pela corrente 12. As perdas de energia são consideradas desprezáveis.

A energia sensível adquirida pela corrente 12 foi determinada de forma análoga à da corrente 2, anteriormente exemplificada, tomando o valor de 747 kW (tabela B.8, anexo B.2). Considerando as condições operatórias da corrente 13, pode ser realizado o balanço de energia.

$$Q_{\text{Entra}} = Q_{\text{Saí}} + Q_{\text{Perdas}} \quad (\text{C.8})$$

Neste caso em concreto o balanço de energia pode ser descrito como:

$$E_{\text{Sen}} (\text{Corrente 12}) = E_{\text{Sen}} (\text{Corrente 13})$$

Sabendo que,

$$E_{\text{Sen}} (\text{Corrente 12}) = 747 \text{ kW}$$

$$Cp_{\text{Med}} (\text{Corrente 13}) \approx Cp_{\text{I Mist}} (\text{corrente 14}) = 2,575 \text{ kJ}/(\text{kg. K}) \quad (\text{tabela B.9, anexo B.2})$$

$$T_{\text{inicial}} = 244 \text{ °C} \quad (\text{tabela A.2, anexo A.1})$$

$$m_{13} = 21247 \text{ ton}/\text{dia} \quad (\text{tabela A.1, anexo A.1})$$

$$E_{\text{Sen}} = [m_{13} \times Cp_{\text{Med}} \times (T_{\text{inicial}} - T_{\text{final}})]$$

$$747 = \left[\left(\frac{21247 \times 1000}{24 \times 3600} \right) \times 2,575 \times (244 - T_{\text{final}}) \right]$$

$$T_{\text{final}} \approx 243 \text{ °C}$$

É de salientar que a determinação da temperatura anterior possui erros associados, quer à aproximação da capacidade calorífica média da corrente 13, quer à exclusão da parcela de perdas de energia. No entanto apesar disto, como seria de esperar, a variação de temperatura da corrente 13 é praticamente nula. A grande diferença entre os caudais das correntes 12 e 13 justifica esta pequena variação de temperatura, obtida para a corrente 13.

A temperatura anterior será também imprescindível na determinação da energia térmica requerida pela corrente 15, no interior da fornalha.

As energias térmicas provenientes de aquecimento/arrefecimento das diferentes correntes do processo, assim como todos os valores secundários que conduziram à sua determinação, encontram-se apresentados nas tabelas do anexo B.2.

C.4 Determinação da energia térmica resultante da vaporização/condensação das correntes selecionadas

Todas as correntes de topo das colunas de destilação sofrem condensação à saída destas. Essas correntes são respetivamente a 2, 3, 6, 7, 10 e 11. Para além destas, as que servem de aquecimento às colunas T-0101 e T-0102, vapor de média pressão e corte C₈'s, também sofrem condensação.

Existem contudo, correntes que em vez de condensação sofrem vaporização, sendo elas a corrente de fundo da coluna T-0103 (corrente 15), e as correntes de fundo das colunas T-0101 e T-0102 com recirculação, que correspondem às correntes 4 e 8. Para todas as correntes selecionadas, excetuando para as correntes 4 e 8, foram determinados os calores latentes de vaporização/condensação, assim como as respetivas variações entálpicas, associadas à mudança de fase.

Cálculo do calor latente de condensação da corrente 2

A determinação do calor latente de condensação foi efetuada recorrendo a propriedades físicas dos compostos orgânicos (tabela A.6, anexo A.4), e a relações empíricas já existentes.

Segundo bibliografia consultada, o calor latente de vaporização/condensação de uma substância, a uma dada temperatura, pode ser determinada pela seguinte expressão (A.Ragatz, M.Watson, & A.Houghen, 1984):

$$\frac{\lambda_T}{\lambda_b} = \left[\frac{1 - T_r}{1 - T_{rb}} \right]^{0,38} \quad (C.9)$$

Sendo que,

$$T_r = \frac{T}{T_c} \quad (C.10)$$

$$T_{rb} = \frac{T_b}{T_c} \quad (C.11)$$

Onde,

λ_b é o calor latente de vaporização/condensação de uma dada substância pura, em Btu/lb, à temperatura de ebulição normal, T_b , em °F.

λ_T é o calor latente de vaporização/condensação de uma dada substância pura, em Btu/lb, a uma dada temperatura, T , em °F.

T_c é a temperatura crítica da substância, em °F.

Foi selecionada a corrente de topo da coluna T-0101 com refluxo para a mesma, ou seja a corrente 2, para demonstração do cálculo do calor latente de condensação de uma mistura gasosa.

O composto **n-butano** será a substância utilizada para o referido exemplo. As suas condições operatórias encontram-se de seguida expostas.

Mudança de Fase – Estado Gasoso/Estado Líquido

$$m_{\text{Topo T-0101 Refluxo}} = m_2 = 417 \text{ ton/dia}$$

$$T_{\text{inicial}} = T = 66 \text{ °C} = 151 \text{ °F}$$

$$T_{\text{final}} = 38 \text{ °C} = 100 \text{ °F}$$

$$T_b = 31,10 \text{ °F}$$

$$T_c = 305,55 \text{ °F}$$

$$\lambda_b = 165,72 \text{ Btu/lb}$$

Considerando que a condensação se dá à temperatura inicial (T), ou seja a 66 °C, através das equações C.10, C.11 e C.9 obtêm-se os seguintes resultados:

$$T_r = \frac{151}{305,55} = 0,494$$

$$T_{rb} = \frac{31,10}{305,55} = 0,102$$

$$\lambda_T = 165,72 \times \left[\frac{1 - 0,494}{1 - 0,102} \right]^{0,38}$$

$$\lambda_T = 133,3 \text{ Btu/lb} \times 2,326 = 310,05 \text{ kJ/kg}$$

O valor determinado encontra-se apresentado no anexo B.2 (tabela B.10).

O calor latente de vaporização/condensação da mistura foi obtido contabilizando a fração mássica de cada constituinte e a sua respetiva entalpia de vaporização/condensação, ou seja:

$$\lambda_{\text{Mist}} = \sum_i \lambda_T \times y_i \quad (\text{C.12})$$

Onde, λ_{Mist} é o calor latente de vaporização/condensação da mistura a uma determinada temperatura, T, em kJ/kg.

λ_T é o calor latente de vaporização/condensação do componente i, a uma determinada temperatura T, em kJ/kg.

y_i é a fração mássica do composto i na mistura

Assim sendo, para a corrente exemplificativa (corrente 2) e de acordo com as frações mássicas apresentadas na tabela B.5 do anexo B.1:

$$y_{\text{n-butano}} = 0,1075$$

$$y_{\text{Isobutano}} = 0,1075$$

$$y_{\text{Isopentano}} = 0,7835$$

$$y_{\text{Benzeno}} = 0,00150$$

Através dos calores latentes de condensação de cada composto, apresentados na tabela B.10 do anexo B.2, para uma temperatura de condensação igual a 66 °C, e com a equação C.12:

$$\lambda_T (\text{Isobutano}) = 275,70 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_T (\text{Isopentano}) = 309,70 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_T (\text{Benzeno}) = 403,56 \text{ kJ/kg}$$

$$\lambda_{\text{Mist}} = (310,05 \times 0,1075) + (275,70 \times 0,1075) + (309,70 \times 0,7835) + (403,56 \times 0,00150)$$

$$\lambda_{\text{Mist}} = 306 \text{ kJ/kg}$$

Valor apresentado na tabela B.10 do anexo B.2.

Cálculo da variação de energia térmica resultante da condensação da corrente 2

A energia térmica resultante da condensação total da corrente 2 foi obtida através do calor latente de condensação da mistura, calculado anteriormente, e do caudal mássico dessa mesma corrente (tabela A.1, anexo A.1).

$$m_{\text{Topo T-0101 Refluxo}} = m_2 = 417 \text{ ton/dia}$$

$$E_{\text{Cond}} = \lambda_{\text{Mist}} \times m_2 \quad (\text{C.13})$$

$$E_{\text{Cond}} = 306 \times \left[\frac{417 \times 1000}{24 \times 3600} \right] = 1477 \text{ kW}$$

Este valor pode ser consultado na tabela B.10 do anexo B.2. Nas tabelas seguintes do respetivo anexo apresentam-se os resultados obtidos para todas as correntes selecionadas que sofrem mudança de fase.

Cálculo da variação de energia térmica resultante da vaporização da corrente 15

A corrente alimentada à fornalha H-0101 (corrente 15) entra sob forma de líquido comprimido e sai vapor húmido. Dentro da fornalha é transferido para esta corrente, calor sensível, que promove o seu aquecimento até à temperatura de saturação, e calor latente que promove a vaporização parcial da mesma. Desta forma, considera-se que a corrente 15 é alimentada a uma temperatura de 243°C, determinada no anexo C.3, aquecida até à sua temperatura de saturação, 251°C (tabela A.3, anexo A.1), e parcialmente vaporizada a essa temperatura (desprezando possíveis variações de pressão).

A energia sensível transferida para a corrente foi obtida de forma idêntica ao realizado no ponto C.3, para a corrente 2, disposta na tabela B.12 do anexo B.2.

Já o calor latente foi obtido considerando que a corrente vaporiza parcialmente, sendo a taxa de vaporização aproximada e o seu valor retirado de um estudo energético anterior (estudo realizado a todas as fornalhas da fábrica dos aromáticos). Nesse estudo, a taxa média de vaporização na fornalha H-0101 aproxima-se dos 16% (Baptista, 2013).

Calculou-se a massa de vapor que se forma desta corrente, no interior da fornalha, tendo como base a taxa de vaporização anterior e o caudal alimentado.

$$m_{\text{Alimentada}} = m_{15} = 21247 \text{ ton/dia (tabela A.1, anexo A.1)}$$

$$m_{\text{vap}} = 0,16 \times 21247 = 3400 \text{ ton/dia}$$

A energia térmica resultante da vaporização parcial desta corrente pode ser determinada:

$\lambda_{\text{Mist}} = 253 \text{ kJ/kg}$ à temperatura de 251 °C (tabela B.12, anexo B.2)

$$E_{\text{Vap}} = \lambda_{\text{Mist}} \times m_{\text{vapor}}$$

$$E_{\text{Vap}} = 253 \times \left(\frac{3400 \times 1000}{24 \times 3600} \right) = 9955 \text{ kW}$$

Este valor pode ser consultado na tabela B.12 do anexo B.2.

C.5 Determinação do calor sensível e calor latente de condensação das correntes de aquecimento das colunas T-0101 e T-0102

As correntes que efetuam o aquecimento das colunas T-0101 e T-0102 são o vapor de média pressão e corte de xilenos (C_8 's). Estas correntes libertam energia sensível e latente para as correntes de fundo das respetivas colunas, corrente 4 e 8. Por falta de informação, relativamente a essas mesmas correntes, não foi possível a determinação direta das necessidades térmicas das mesmas.

Assim sendo considerou-se que as perdas de energia nos permutadores, onde se dá o aquecimento, seriam desprezáveis, e que todo o calor libertado pelo vapor de água e pela mistura de xilenos seria igual ao que é adquirido pelas correntes 4 e 8.

Relativamente ao corte de C_8 's, proveniente do topo da coluna T-0103, poder-se-á dizer que a condensação é total. Para além disso existe arrefecimento desta corrente. Admite-se que a pressão é mantida constante no interior dos permutadores.

A energia sensível proveniente do seu arrefecimento e a energia resultante da sua condensação pode ser determinada de forma análoga à exemplificada nos pontos C.3 e C4 respetivamente. Os valores dessas energias e os resultados secundários à sua determinação encontram-se dispostos nas tabelas B.18 e B.19 (anexo B.3).

O vapor de média pressão utilizado no aquecimento das colunas encontra-se sobreaquecido, uma vez que à pressão de 15,3 barg a temperatura de saturação é igual a 202 °C e este encontra-se efetivamente a 262 °C (tabela A.4 do anexo A.2).

O vapor arrefece desde os 262 °C até à sua temperatura de saturação, 202°C, à pressão referida. Neste intervalo de temperatura é libertada apenas energia sensível.

Quando o vapor atinge a temperatura de saturação passa a libertar calor latente. Grande parte do aquecimento das correntes de fundo das colunas T-0101 e T-0102 (correntes 4 e 8) é conseguido através da condensação total do vapor.

A partir de bibliografia consultada (Spirax Sarco UK, 2014) foi possível obter o calor latente de vaporização à pressão a que o vapor se encontrava, bem como a capacidade calorífica média do vapor. Isto possibilitou a determinação da energia térmica transferida, para as duas colunas de destilação.

Para a coluna T-0101:

$$\lambda_{\text{VMP}} (15,3 \text{ barg}) = 1931 \text{ kJ/kg}$$

$$C_{p\text{VMP}} (15,3 \text{ barg}) = 2,830 \text{ kJ/(kg. K)}$$

$$m_{\text{VMP}} = 90 \text{ ton/dia (tabela A.4, anexo A.2)}$$

$$T_{\text{inicial}} = 262^\circ\text{C}$$

$$T_{\text{final}} = 202^\circ\text{C}$$

$$E_{\text{Sen}} = m_{\text{VMP}} \times C_{p\text{VMP}} \times (T_{\text{inicial}} - T_{\text{final}})$$

$$E_{\text{Sen}} = \left[\frac{90 \times 1000}{24 \times 3600} \right] \times 2,830 \times (262 - 202) = 177 \text{ kW}$$

$$E_{\text{Cond}} = \lambda_{\text{VMP}} \times m_{\text{VMP}}$$

$$E_{\text{Cond}} = 1931 \times \left[\frac{90 \times 1000}{24 \times 3600} \right] = 2011 \text{ kW}$$

Para a coluna T-0102 foi realizado o mesmo cálculo, mudando apenas o caudal de vapor (valor apresentado na tabela A.4 do anexo A.2).

Os valores determinados podem ser consultados na tabela B.17 do anexo B.3.

C.6 Determinação da energia envolvida no processo atual

Para a determinação do calor transferido anualmente pelas correntes do processo, foram considerados apenas 330 dias de funcionamento efetivo da unidade, uma vez que ocorreu paragem desta no mês de Maio. Este cálculo foi realizado para todas as correntes que integram atualmente o respetivo processo de separação.

Foi selecionada a corrente de topo da coluna T-0101, corrente 2, para demonstração do referido cálculo.

Determinação da energia transferida anualmente pela corrente 2

A partir dos valores determinados anteriormente no ponto C.3 e C4, referentes ao calor sensível e latente da corrente 2, foi possível obter a energia transferida pela mesma, em termos anuais.

$$E_{\text{Sen}} = 338 \text{ kW}$$

$$E_{\text{Cond}} = 1477 \text{ kW}$$

$$E_{\text{Transferida}} = E_{\text{sen}} + E_{\text{Cond}}$$

$$E_{\text{Transferida}} = 338 + 1477 = 1815 \text{ kW}$$

Anualmente, considerando apenas 330 dias de funcionamento da unidade:

$$E_{\text{Transferida}} = 1815 \times \frac{3600 \times 24 \times 330}{10^6} = 51749 \text{ GJ/ano}$$

Estes valores obtidos podem ser consultados na tabela B.21 do anexo B.4.

Determinação da energia total envolvida no processo

O mesmo cálculo foi realizado para todas as correntes selecionadas, sendo que os valores obtidos estão dispostos na tabela B.21 do anexo B.4. Com todos estes valores estimou-se toda a energia envolvida no processo.

$$E_{\text{Processo}} = 1736182 \text{ GJ/ano}$$

Este valor pode ser consultado na mesma tabela, referida anteriormente.

De forma similar foi determinado o calor cedido anualmente pelas correntes de aquecimento das colunas T-0101 e T-0102, vapor e corte de xilenos. Os valores obtidos encontram-se apresentados na tabela B.20 do anexo B.4.

C.7 Determinação da energia despendida anualmente pelas utilidades do processo

Da mesma forma se determinou a energia transferida anualmente pelas utilidades do processo, no ano 2013. Esta determinação foi realizada tanto para as utilidades quentes, fuel óleo, fuel gás e vapor, como para as utilidades frias, água de arrefecimento e energia elétrica (utilização do ar como fluido de arrefecimento).

Determinação da energia cedida pelas utilidades quentes

▪ Fuel óleo

Para o cálculo do calor total, libertado por este tipo de combustível aquando da sua queima, foram utilizados os valores médios referentes ao seu consumo mássico e poder calorífico inferior. Estes valores constam das tabelas A.7 e A.8 do anexo A.5.

$$PCI_{FO} = 40015 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{FO} = 991 \text{ ton/ano}$$

$$E_{\text{Comb. FO}} = m_{FO} \times PCI_{FO} \times 10^{-3} \quad (\text{C.14})$$

$$E_{\text{Comb. FO}} = 991 \times 40015 \times 10^{-3} = 39655 \text{ GJ/ano}$$

▪ Fuel Gás

De forma análoga foi determinada a energia que o fuel gás liberta a partir da sua queima. Para esta determinação foram utilizados os valores que constam das tabelas A.7 e A.8 do anexo A.5, referentes a este combustível.

$$PCI_{FG} = 51934 \text{ kJ/kg}$$

$$m_{FG} = 9670 \text{ ton/ano}$$

$$E_{\text{Comb. FG}} = m_{FG} \times PCI_{FG} \times 10^{-3}$$

$$E_{\text{Comb. FG}} = 9670 \times 51934 \times 10^{-3} = 502202 \text{ GJ/ano}$$

Parte do calor que é obtido na combustão é perdido por via de convecção e radiação para o meio externo. Apenas parte da energia proveniente da queima destes dois combustíveis é realmente utilizada pela corrente processual, que circula no interior da fornalha H-0101 (15).

Sabendo a energia útil (necessidade térmica da corrente 15) e a energia total proveniente da combustão, determinadas anteriormente, foi possível obter uma estimativa da eficiência da fornalha.

$$E_{\text{Transferida}} (\text{Corrente 15}) = E_{\text{útil}} = 428935 \text{ GJ/ano} \quad (\text{anexo B.4, tabela B.21})$$

$$E_{\text{Comb FO+FG}} = 39655 + 502202 = 541857 \text{ GJ/ano}$$

$$\eta = \frac{E_{\text{útil}}}{E_{\text{Comb FO+FG}}} = \frac{428935}{541857} = 0,79160$$

Considerando o rendimento da fornalha determinou-se a energia útil proveniente de cada combustível:

$$E_{\text{útil FO}} = 39655 \times 0,79160 = 31391 \text{ GJ/ano}$$

$$E_{\text{útil FG}} = 502202 \times 0,79160 = 397543 \text{ GJ/ano}$$

▪ Vapor de média pressão

O vapor de média pressão é utilizado no aquecimento das colunas T-0101 e T-0102. O calor despendido por esta utilidade, em cada uma das colunas, já foi previamente determinado (ponto C.5), e os valores anuais encontram-se dispostos na tabela B.20 do anexo B.4. A energia total corresponde:

$$E_{\text{Transferida}} = 62384 + 86676 = 149060 \text{ GJ/ano}$$

O calor cedido anualmente, por todas as utilidades quentes do processo, foi obtido a partir do somatório das energias individuais, calculadas anteriormente:

$$Q_{UQ} = (31391 + 397543) + 149060 = 577994 \text{ GJ/ano}$$

Todos os valores determinados podem ser consultados na tabela B.23 do anexo B.5.

Determinação da energia acolhida pelas utilidades frias

▪ Água de arrefecimento

Foram realizados balanços de energia aos permutadores que utilizam este fluido de arrefecimento, enumerando-se o permutador E-0103 A/B, E-0118 A/B e E-0119 A/B, para a determinação da energia total transferida. Em todos os balanços as perdas energéticas foram desprezadas.

1) Balanço de energia ao permutador E-0103 A/B:

Neste permutador ocorre o arrefecimento da corrente de topo da coluna T-0101, corrente 3. Para a realização do balanço de energia a este permutador foram utilizadas as condições operatórias da referida corrente. A sua temperatura de entrada no permutador foi aproximada à temperatura exibida pela corrente 2 à saída do acumulador D-0101. Os valores necessários foram recolhidos do anexo A.1 (tabelas A.1, A.2 e A.3) e do anexo B.2 (tabelas B.10 e B.11).

$$m_3 = 148 \text{ ton/dia}$$

$$T_{q_e} = T_{\text{final}} (\text{corrente 2}) = 38 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{q_s} = T_{\text{final}} \text{ (corrente 3)} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_{p_I} \text{ Mist (corrente 3 a } 38^\circ\text{C)} \approx C_{p_F} \text{ Mist (corrente 2)} = 2,428 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

$$C_{p_F} \text{ Mist (corrente 3)} = 2,339 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

$$E_{\text{Transferida}} = \left(\frac{148 \times 330}{10^3} \right) \times \left(\frac{2,428 + 2,339}{2} \right) \times (38 - 20)$$

$$E_{\text{Transferida}} = 2095 \text{ GJ/ano}$$

2) Balço de energia ao permutador E-0118 A/B:

Neste permutador ocorre o arrefecimento da corrente de fundo da coluna T-0103, corrente 14. Para a realizaço do balço de energia a este permutador foram utilizadas as condiço es operat3rias da referida corrente.

$$m_{14} = 382 \text{ ton/dia (determinado no anexo C.1)}$$

$$T_{q_e} = 78,3^\circ\text{C (saída do permutador E-0109 A/B – valor médio recolhido)}$$

$$T_{q_s} = T_{\text{final}} \text{ (corrente 14)} = 21^\circ\text{C (tabela A.3, anexo A.1)}$$

$$C_{p_I} \text{ Mist} = 1,928 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K}) \text{ (determinado de forma an3loga ao exemplificado no anexo C.3)}$$

$$C_{p_F} \text{ Mist} = 1,716 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K}) \text{ (tabela B.9, anexo B.2)}$$

$$E_{\text{Transferida}} = \left(\frac{382 \times 330}{10^3} \right) \times \left(\frac{1,928 + 1,716}{2} \right) \times (78,3 - 21)$$

$$E_{\text{Transferida}} = 13161 \text{ GJ/ano}$$

3) Balço de energia ao permutador E-0119 A/B:

Neste permutador ocorre o arrefecimento de parte da corrente de topo da coluna T-0103, corrente 11, que segue para os tanques de armazenamento. Para a realizaço do balço de energia a este permutador foram utilizadas as condiço es operat3rias da referida corrente.

$$m_{\text{armazenamento } 11} = m_{11} - m_{12} = 579 - 490 = 89 \text{ ton/dia}$$

$$T_{q_e} = 86 \text{ (saída do permutador E-0101 - determinado no ponto C.3)}$$

$$T_{q_s} = T_{\text{final armazenamento}} \text{ (corrente 11)} = 18^\circ\text{C (valor médio recolhido)}$$

$$C_{p_I} \text{ Mist} = 1,936 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K}) \text{ (anexo B.2, tabela B.16)}$$

$$C_{p_F} \text{ Mist} = 1,678 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K}) \text{ (determinado de forma an3loga ao exemplificado no anexo C.3)}$$

$$E_{\text{Transferida}} = \left(\frac{89 \times 330}{10^3} \right) \times \left(\frac{1,936 + 1,678}{2} \right) \times (86 - 18)$$

$$E_{\text{Transferida}} = 3609 \text{ GJ/ano}$$

▪ **Ar**

Foram realizados balanços de energia aos permutadores que utilizam este fluido de arrefecimento, enumerando o EA-0105, EA-0111, EA-0112 e o EA-0115 A/B, para a determinação da energia total recolhida por ele. Em todos os balanços não foram consideradas perdas de energia.

1) Balanço de energia ao aero-arrefecedor EA-0105:

Neste permutador decorre a condensação/arrefecimento das correntes de topo da coluna T-0101, correntes 2 e 3. Sabendo que toda a energia cedida pela corrente 2 se verifica neste aero-arrefecedor e que a corrente 3, para além deste, cede energia no permutador E-0103 (determinada anteriormente), foi possível obter a energia que é transferida apenas neste aero-arrefecedor. Tal foi conseguido através dos seguintes valores, recolhidos da tabela B.21 do anexo B.4:

$$E_{\text{Transferida}} \text{ (corrente 3)} = 20443 \text{ GJ/ano}$$

$$E_{\text{Transferida}} \text{ (corrente 2)} = 51749 \text{ GJ/ano}$$

$$E_{\text{Transferida}} \text{ (E - 0103 A/B pela corrente 3)} = 2095 \text{ GJ/ano}$$

A energia transferida no referido aero-arrefecedor pode ser obtida:

$$E_{\text{Transferida}} \text{ (EA - 0105)} = 51749 + (20443 - 2095) = 70097 \text{ GJ/ano}$$

2) Balanço de energia ao aero-arrefecedor EA-0111:

Neste permutador ocorre apenas o arrefecimento da corrente de topo da coluna T-0102, corrente 7. Para a realização do balanço de energia a este permutador foram utilizadas as condições operatórias da referida corrente. A temperatura de entrada desta no referido permutador foi aproximada à temperatura que é exibida pela corrente 6 à saída do acumulador D-0102. Os valores necessários foram recolhidos do anexo A.1 (tabelas A.1, A.2 e A.3) e do anexo B.2 (tabelas B.13 e B.14).

$$m_7 = 1163 \text{ ton/dia}$$

$$T_{q_e} = T_{\text{final}} \text{ (corrente 6)} = 79 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{q_s} = T_{\text{final}} (\text{corrente 7}) = 66 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$C_{p_I} \text{ Mist (corrente 7 a } 79^\circ\text{C)} \approx C_{p_F} \text{ Mist (corrente 6)} = 2,141 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

$$C_{p_F} \text{ Mist (corrente 7)} = 2,088 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

$$E_{\text{Transferida}} = \left(\frac{1163 \times 330}{10^3} \right) \times \left(\frac{2,141 + 2,088}{2} \right) \times (79 - 66)$$

$$E_{\text{Transferida}} = 10550 \text{ GJ/ano}$$

3) Balço de energia ao aero-arrefecedor EA-0112:

Neste permutador decorre a condensação/arrefecimento das correntes de topo da coluna T-0102, correntes 6 e 7. Sabendo que toda a energia cedida pela corrente 6 se verifica neste aero-arrefecedor e que a corrente 7, para além deste, cede energia no EA-0111 (determinada anteriormente), foi possível obter a energia transferida apenas neste aero-arrefecedor, EA-0112. Tal foi conseguido através de alguns valores recolhidos da tabela B.21 do anexo B.4 e de outros determinados anteriormente.

$$E_{\text{Transferida}} (\text{corrente 7}) = 151627 \text{ GJ/ano}$$

$$E_{\text{Transferida}} (\text{corrente 6}) = 246258 \text{ GJ/ano}$$

$$E_{\text{Transferida}} (\text{EA} - 0111 \text{ pela corrente 7}) = 10550 \text{ GJ/ano}$$

A energia transferida no referido aero-arrefecedor pode ser obtida:

$$E_{\text{Transferida}} (\text{EA} - 0112) = 246258 + (151627 - 10550) = 387335 \text{ GJ/ano}$$

4) Balço de energia ao aero-arrefecedor EA-0115 A/B:

Neste permutador decorre a condensação/arrefecimento das correntes de topo da coluna T-0103, correntes 10 e 11. O conjunto das duas correntes cedem energia tanto neste aero-arrefecedor, como nos permutadores E-0104 e E-0107 A/B. A energia libertada nestes dois últimos correspondem ao aquecimento respetivo da coluna T-0101 e T-0102, por parte da mistura de xilenos. Estes valores podem ser recolhidos da tabela B.20 do anexo B.4.

$$E_{\text{Transferida}} (\text{E} - 0104) = 17706 \text{ GJ/ano}$$

$$E_{\text{Transferida}} (\text{E} - 0107 \text{ A/B}) = 40202 \text{ GJ/ano}$$

Falta apenas conhecer o calor total transferido pelas duas correntes juntas até o referido aero-arrefecedor, sendo este sensível e latente. Dessa forma serão necessários os caudais

mássicos de cada corrente (tabela A.1 do anexo A.1), da variação de temperatura até ao referido equipamento de permuta (tabelas A.2 e A.3 do anexo A.1), da capacidade calorífica média nesse intervalo de temperatura e do calor latente de condensação (tabela B.15 do anexo B.2).

$$m_{11} = 579 \text{ ton/dia}$$

$$m_{10} = 2444 \text{ ton/dia}$$

$$m_{10+11} = 579 + 2444 = 3023 \text{ ton/dia}$$

$$T_{\text{Inicial}} = 203 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T_{\text{Final}} = 139 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$C_{p_{\text{Med}}} = C_{p_{\text{Med}}} (\text{Corrente 10}) = 2,258 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$$

$$\lambda_{\text{Mist}} (\text{Corrente 10 e 11}) = 294 \text{ kJ/kg}$$

Até ao aero-arrefecedor EA-0115 A/B as correntes 10 e 11 transferem na totalidade a seguinte energia térmica:

$$E_{\text{Transferida}} = E_{\text{Sen}} + E_{\text{Cond}}$$

$$E_{\text{Transferida}} = \left(\frac{3023 \times 330}{10^3} \right) \times 2,258 \times (203 - 139) + \left(\frac{3023 \times 330}{10^3} \right) \times 294$$

$$E_{\text{Transferida}} = 437456 \text{ GJ/ano}$$

Exclusivamente no aero-arrefecedor EA-0115 A/B é transferida apenas parte da energia determinada anteriormente:

$$E_{\text{Transferida}} (\text{EA} - 0115 \text{ A/B}) = 437456 - (17706 + 40202) = 379548 \text{ GJ/ano}$$

O calor acolhido anualmente, por todas as utilidades frias do processo, foi obtido a partir do somatório das energias individuais (ar e água), calculadas anteriormente:

$$Q_{\text{UF}} = (2095 + 13161 + 3609) + (70097 + 10550 + 387335 + 379548) = 866395 \text{ GJ/ano}$$

Todos os valores determinados podem ser consultados nas tabelas B.22 e B.23 do anexo B.5.

Estimativa do consumo anual de energia elétrica por parte dos aero-arrefecedores

Para o fluido de arrefecimento utilizado nos aero-arrefecedores, o ar, não se torna relevante a quantificação do seu consumo mássico, mas sim da energia elétrica gasta para que este fluido seja utilizado. Neste caso em concreto a energia elétrica é vista como utilidade fria, associada a este fluido de arrefecimento.

Devido à inexistência de dados referentes aos consumos reais de energia elétrica de cada aero-arrefecedor, optou-se por fazer apenas uma estimativa deste, baseado em dados de projeto.

No anexo A.5, tabela A.9 encontram-se dispostos as potências de projeto associados a cada aero-arrefecedor que existe na unidade. Através desses valores tornou-se possível estimar o consumo elétrico anual destes equipamentos, com o intuito de averiguar o seu peso sobre o consumo total da unidade U-0100.

$$P_{\text{elétrica}} (\text{EA} - 0105) = 37 \text{ kW} \quad (\text{n}^\circ \text{ de motores} - 2)$$

$$P_{\text{elétrica}} (\text{EA} - 0111) = 37 \text{ kW} \quad (\text{n}^\circ \text{ de motores} - 2)$$

$$P_{\text{elétrica}} (\text{EA} - 0112) = 22 \text{ kW} \quad (\text{n}^\circ \text{ de motores} - 4)$$

$$P_{\text{elétrica}} (\text{EA} - 0115 \text{ A}) = 37 \text{ kW} \quad (\text{n}^\circ \text{ de motores} - 2)$$

$$P_{\text{elétrica}} (\text{EA} - 0115 \text{ B}) = 37 \text{ kW} \quad (\text{n}^\circ \text{ de motores} - 2)$$

Considerando o número de motores para cada um deles (tabela A.9, anexo A.5):

$$P_{\text{elétrica aero-arrefecedores}} = (8 \times 37) + (4 \times 22) = 384 \text{ kW}$$

Considerando que estes equipamentos se encontram em funcionamento contínuo, durante 24 horas diárias e 330 dias ao ano:

$$E_{\text{elétrica aero-arrefecedores}} = 384 \text{ kW} \times \frac{24 \text{ h}}{1 \text{ dia}} \times \frac{330 \text{ dia}}{1 \text{ ano}} \times \frac{1 \text{ MWh}}{10^3 \text{ kWh}} = 3041 \text{ MWh/ano}$$

C.8 Determinação da rede de permutadores de calor para a unidade U-0100 (RPC)

Para a construção da rede de permutadores de calor recorreram-se aos valores presentes na tabela 5.1, do quinto capítulo. As temperaturas utilizadas neste processo dizem respeito às temperaturas corrigidas, das correntes quentes e frias, sendo essa correção efetuada a partir das equações 2.1 e 2.2, mencionadas no segundo capítulo. Após a sua determinação estas temperaturas foram organizadas por ordem decrescente e as correntes inseridas

consoante a sua mudança energética. Este procedimento corresponde à fase inicial da elaboração da cascata de calor. Utilizou-se para o processo um ΔT_{\min} igual a 5°C .

Após efetuar a etapa descrita anteriormente, efetuou-se a determinação do ponto de estrangulamento (PE), para o referido ΔT_{\min} . Foram obtidos dois pontos de estrangulamento, a partir da construção da cascata de calor (exemplificado no quinto capítulo).

Identificaram-se três regiões distintas no processo, acima do PE, entre os PE's e abaixo destes. Para cada uma delas, excetuando entre os PE's, foram reconhecidas as correntes que lá se encontravam, tendo-se determinado as variações entálpicas de todas elas nas diferentes zonas.

Acima do Pinch:

Para obtenção das variações entálpicas de todas as correntes, nas diferentes regiões processuais, recorreu-se à seguinte equação e à equação C.13:

$$Q_n = M \times C_p \times \Delta T' \quad (\text{C. 15})$$

Onde Q_n – Variação entálpica de uma dada corrente numa determinada zona do processo, em kW.

$M \times C_p$ – Correspondente à potência térmica transferida pela corrente por variação de temperatura, em $\text{kW}/^{\circ}\text{C}$.

$\Delta T'$ - Diferença de temperatura corrigida de uma dada corrente até ao PE do processo, em $^{\circ}\text{C}$.

Permutador P-1

Apenas a corrente 15 se dispõe acima do primeiro ponto de estrangulamento (consultar figura 5.2), respetivamente uma corrente fria.

Aplicando a equação anterior para a corrente **15** e utilizando os dados energéticos observados na cascata de calor:

$$T'_{\text{final}} (\text{Corrente 15.1}) = 253,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$T'_{1^{\circ}\text{PE}} = 245,5 \text{ }^{\circ}\text{C}$$

$$MC_p (\text{Corrente 15.1}) = 636,18 \text{ kW}/^{\circ}\text{C} (\text{tabela 5.1})$$

Sabendo que a corrente 15 muda de fase foi necessário contabilizar os dois tipos de energia em causa, sensível e latente. O calor latente transferido por esta corrente foi determinado e pode ser consultado na tabela B.12 do anexo B.2.

$$Q_{15.1} = 636,18 \times (253,5 - 245,5) = 5089 \text{ kW}$$

$$Q_{15.2} = 9955 \text{ kW}$$

A energia transferida pela corrente 15 acima do *Pinch* corresponde ao somatório dos dois tipos de energia, anteriormente contabilizados. Esta representa também toda a energia requerida por esta corrente em todo o processo, uma vez que se encontra totalmente disposta acima do *Pinch*.

$$Q_{15} = 5089 + 9955 = 15044 \text{ kW}$$

Assim sendo, nesta região do processo apenas é possível trocar calor com uma utilidade quente, sendo que neste caso essa energia fornecida terá de ser proveniente da queima de combustível na fornalha H-0101 (mantendo assim o equipamento):

$$Q_{P-1} = Q_{15} = 15044 \text{ kW}$$

Como já foi referido considerou-se que a utilização exclusiva de fuel gás no funcionamento da fornalha H-0101, seria mais favorável para o processo. Para além disso o equipamento anterior deixou de recorrer a fuel óleo a dada altura do ano 2013. A estimativa do consumo anual de fuel gás foi realizada recorrendo ao PCI do mesmo (valor médio de 2013, admitindo pouca variação neste parâmetro) e à eficiência da fornalha.

$$\eta = 0,79160 \text{ (determinado no ponto C.7)}$$

$$PCI_{FG} = 51934 \text{ kJ/kg}$$

$$Q_{P-1} = m_{FG} \times PCI_{FG} \times \eta$$

$$m_{FG} = \frac{15044}{51934 \times 0,79160} = 0,366 \text{ kg/s} = 31,6 \text{ ton/dia}$$

Considerando que anualmente a unidade funciona 330 dias:

$$m_{FG} = 10434 \text{ ton/ano}$$

Abaixo do *Pinch*:

Nesta região do processo encontram-se todas as outras correntes processuais (consultar figura 5.2), respetivamente quatro correntes frias e oito quentes.

Dado que estas correntes, se encontram totalmente abaixo do *Pinch*, a variação entálpica associada a cada uma delas corresponde aos valores apresentados na tabela B.21 do anexo B.4, enumeram-se de seguida.

Quentes	Frias
$Q_2 = -1815 \text{ kW}$	$Q_1 = 2427 \text{ kW}$
$Q_3 = -717 \text{ kW}$	$Q_4 = 2809 \text{ kW}$
$Q_6 = -8637 \text{ kW}$	$Q_8 = 4450 \text{ kW}$
$Q_7 = -5318 \text{ kW}$	$Q_{12} = 747 \text{ kW}$
$Q_{10} = -12404 \text{ kW}$	
$Q_{11} = -3662 \text{ kW}$	
$Q_{13} = -747 \text{ kW}$	
$Q_{14} = -2116 \text{ kW}$	

Permutador P-2

O segundo permutador a implementar no processo envolve as correntes com maior potencial térmico, das correntes quentes, e a que requer maior energia térmica, das correntes frias. Sendo elas respetivamente a corrente 10 e a 8. Não existem limitações ao nível das temperaturas exibidas por ambas. A corrente 10 encontra-se a uma temperatura real de 203°C e a corrente 8 a uma temperatura de 154°C. Ambas passarão pela mudança de fase neste permutador.

A corrente 10 foi dividida de forma a garantir a sua condensação total no referido permutador e arrefecimento até uma temperatura próxima dos 178°C (já efetuado no processo com o corte de xilenos na coluna T-0102). O caudal mássico necessário pode ser obtido recorrendo ao calor latente de condensação da mesma (tabela B.15 do anexo B.2) à capacidade calorífica média e ao calor transferido entre as correntes.

$$\lambda_{\text{Mist}} (\text{Corrente 10}) = 294 \text{ kJ/kg}$$

$$C_{p \text{ Med}} (\text{Corrente 10}) = 2,258 \text{ kJ/kg. K}$$

$$Q_8 = Q_{P-2} = 4450 \text{ kW}$$

$$m_{10} = \frac{4450}{294 + 2,258 \times (203 - 178)} \times \frac{3600 \times 24}{1000} = 1097 \text{ ton/dia}$$

Permutador P-3

Pretende-se que neste permutador ocorra transferência de calor entre as correntes 10 e 4. Para tal dividiu-se novamente a corrente quente (10), com o mesmo raciocínio anterior,

alterando apenas a temperatura final desta corrente para 170 °C (já efetuado no processo com o corte de xilenos na coluna T-0101).

$$Q_4 = Q_{P-3} = 2809 \text{ kW}$$

$$m_{10} = \frac{2809}{294 + 2,258 \times (203 - 170)} \times \frac{3600 \times 24}{1000} = 659 \text{ ton/dia}$$

Permutador P-4 A/B

Este permutador foi implementado na rede com o intuito de que o seu funcionamento seja similar ao aero-arrefecedor EA-0115 A/B. Decorra a condensação e arrefecimento conjuntamente das correntes 10 e 11. Dado que no processo integrado existe a possibilidade de uma maior recuperação energética da corrente 10, face ao processo atual, constata-se a necessidade de modificar as características físicas do aero-arrefecedor EA-0115 A/B, uma vez que este fica sobredimensionado para as variações energéticas que lá ocorrem. Ou se procede à diminuição do número de ventiladores utilizados pelo equipamento ou se efetua a instalação de um permutador com menores dimensões, considerando a primeira opção a mais viável. Atualmente o permutador EA-0115 A/B transfere anualmente 379548 GJ ou seja 13312 kW.

Através da integração a energia total transferida neste equipamento pelas duas correntes pode ser recalculada:

$$Q_{11} (E_{\text{Cond}} \text{ a } 203^\circ\text{C}) = 1970 \text{ kW}$$

$$Q_{11} (E_{\text{Sen}} \text{ até } 139^\circ\text{C}) = 14,462 \times (203 - 139) = 926 \text{ kW}$$

$$Q_{11}(P - 4 \text{ A/B}) = 1970 + 926 = 2896 \text{ kW}$$

$$Q_{P-4 \text{ A/B}} = (Q_{10} - Q_{P-2} - Q_{P-3}) + Q_{11}(P - 4 \text{ A/B})$$

$$Q_{P-4 \text{ A/B}} = (12404 - 4450 - 2809) + 2896 = 8041 \text{ kW}$$

Permutador P-5 (E-0101)

No permutador P-5 decorre o restante arrefecimento da corrente 11, após saída desta do aero-arrefecedor P-4 A/B, com a corrente de reformado (1). Por sua vez garante-se o aquecimento parcial da corrente de reformado. Neste caso em concreto optou-se por remover o excedente térmico da corrente 11 com o reformado, ao invés de utilizar uma utilidade fria. A transferência de calor entre as duas correntes torna-se possível, não

existindo limitações ao nível das temperaturas. A energia transferida neste equipamento pode ser determinada da seguinte forma:

$$Q_{P-5} = Q_{11} - Q_{11}(P - 4 A/B)$$

$$Q_{P-5} = 3662 - 2896 = 766 \text{ kW}$$

A temperatura corrigida do reformado à saída deste permutador pode ser estimada a partir do valor determinado anteriormente e das condições operatórias do reformado:

$$T'_{\text{inicial}} (\text{Corrente 1}) = 29,5^\circ\text{C} (\text{cascata de calor, capítulo 5.1})$$

$$MC_p (\text{Corrente 1}) = 51,646 \text{ kW}/^\circ\text{C} (\text{tabela 5.1})$$

$$Q_{P-5} = 51,646 \times (T'_{\text{final}} - 29,5)$$

$$T'_{\text{final}} = \frac{766}{51,646} + 29,5 = 44,3 \text{ }^\circ\text{C}$$

Dado que no processo atual já efetuam esta troca térmica, o equipamento instalado na unidade, E-0101 pode ser mantido.

Permutador P-6 (E-0109 A/B)

Neste equipamento estarão envolvidas duas correntes processuais, 14 e 1, onde decorrerá o restante aquecimento do reformado. Neste caso em concreto existem algumas limitações a nível energético por parte da corrente 14, dado que a sua temperatura final se encontra abaixo da temperatura final da corrente de reformado, sendo necessário verificar a não existência da violação do ΔT_{min} entre as duas correntes. A energia transferida neste permutador foi determinada através de dados obtidos anteriormente:

$$Q_1 = Q_{P-5} + Q_{P-6}$$

$$Q_{P-6} = 2427 - 766 = 1661 \text{ kW}$$

Procedeu-se à verificação da não violação do ΔT_{min} , de forma a avaliar a possibilidade de aproveitar, no aquecimento do reformado, todo o calor determinado anteriormente.

$$T'_{\text{inicial}} (\text{Corrente 14}) = 241,5^\circ\text{C} (\text{cascata de calor, capítulo 5.1})$$

$C_{p \text{ Med}}$ (Corrente 14) = 2,283 kJ/(kg. K) (idêntico ao valor utilizado para o cálculo da temperatura final da corrente 11, anexo C.3)

$$m_{14} = 382 \text{ ton/dia} (\text{determinado no anexo C.1})$$

$$1661 = 2,283 \times \left[\frac{382 \times 1000}{24 \times 3600} \right] \times (241,5 - T'_{\text{final}})$$

$$T'_{\text{final}} = 76,9^{\circ}\text{C}$$

Sabendo que:

$$T'_{\text{final}} (\text{Corrente 1}) = 76,5^{\circ}\text{C}$$

Torna-se possível a troca térmica obtida para este permutador, dado que a temperatura final da corrente 14, após a respetiva transferência de calor, não ser inferior à temperatura final da corrente de reformado. É de referir que o valor anterior possui erros associados devido à aproximação da capacidade calorífica, no entanto é sabido ser possível a recuperação máxima da corrente 14 com a corrente de reformado, dado que já implementam essa estratégia no processo atual.

A escolha da corrente 11 e 14 e não das correntes 6 ou 7 (correntes quentes) para satisfazer as necessidades energéticas da corrente 1 deveu-se ao fato de as gamas de temperaturas de trabalho serem mais baixas e mais pequenas quando comparadas com as correntes selecionadas. Apesar disto, seguidas da corrente 10, correspondem às que possuem o maior potencial térmico entre as correntes quentes.

Permutador P-7 (E-0118 A/B)

Nem toda a energia térmica é removida à corrente 14 no permutador anterior, ou seja torna-se necessário implementar um permutador de calor para remover o excedente térmico desta corrente até à temperatura pretendida pelo processo. O mesmo permutador que se encontra atualmente instalado na unidade, E-0118 A/B pode continuar a ser utilizado para o arrefecimento desta corrente, uma vez que a energia transferida no mesmo é praticamente a mesma.

$$Q_{P-7} = Q_{14} - Q_{P-6}$$

$$Q_{P-7} = 2116 - 1661 = 455 \text{ kW}$$

Permutador P-8 (E-0110)

Restando apenas o aquecimento da corrente 12 e uma vez que este atualmente decorre num permutador já existente na unidade, E-0110, com a corrente 13, optou-se por manter o mesmo equipamento. A energia térmica transferida neste permutador mantêm-se igual face ao processo atual e corresponde à variação entálpica exibida quer pela corrente 13 quer pela corrente 12.

$$Q_{P-8} = Q_{12} = 747 \text{ kW}$$

Permutador P-9 (Aero-arrefecedor EA-0105)

As restantes correntes quentes necessitam de ser arrefecidas recorrendo a fluidos frios, água de arrefecimento ou ar. Alguns equipamentos existentes na unidade poderão ser mantidos, como é o caso dos aero-arrefecedores.

O aero-arrefecedor EA-0105 será mantido e nele continuará a ocorrer a condensação e o arrefecimento das correntes conjuntas 2 e 3. A energia total transferida neste permutador pelas duas correntes já foi determinada anteriormente no anexo C.7.

$$Q_{P-9} = 70097 \text{ GJ/ano} = 2459 \text{ kW}$$

Permutador P-10 (E-0103 A/B)

Nem toda a energia é removida à corrente 3, ou seja torna-se necessário implementar um permutador de calor para remover o excedente térmico desta corrente até à temperatura pretendida pelo processo. O mesmo permutador que se encontra na unidade E-0103 A/B pode continuar a ser utilizado para o arrefecimento desta corrente.

A energia transferida neste permutador corresponde ao que foi determinado no anexo C.7.

$$Q_{P-10} = 2095 \text{ GJ/ano} = 74 \text{ kW}$$

Permutador P-11 (EA-0112)

O aero-arrefecedor EA-0112 será mantido na instalação, e nele continuará a ocorrer a condensação e o arrefecimento das correntes conjuntas 6 e 7. A energia total transferida neste permutador pelas duas correntes já foi determinada anteriormente no anexo C.7.

$$Q_{P-11} = 387335 \text{ GJ/ano} = 13585 \text{ kW}$$

Permutador P-12 (EA-0111)

Nem toda a energia é removida à corrente 7, ou seja é preciso implementar um permutador de calor nesta zona processual. O equipamento EA-0111 pode continuar a ser utilizado para o arrefecimento desta corrente.

A energia transferida neste permutador corresponde:

$$Q_{P-12} = 10550 \text{ GJ/ano} = 370 \text{ kW}$$