

**Análise Exergética da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de
Matosinhos**

Petróleos de Portugal - Petrogal, S.A.

Ana Alexandra dos Santos Neves Vilarinho

Dissertação do PRODEM

Orientadores na FEUP: Professor Carlos Manuel Coutinho Tavares de Pinho
e Professor João Bernardo Lares Moreira de Campos



FEUP

**Faculdade de Engenharia da Universidade do Porto
Programa Doutoral em Engenharia Mecânica**

Março de 2015

Acompanhamento e apoio prestado pelo Eng. Nuno Miranda da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos, Petróleos de Portugal - Petrogal, S.A.

Dedicada à minha querida mãe

Resumo

Muitos processos da indústria química consomem demasiada energia e frequentemente operam de forma ineficiente. Tal implica elevados custos operacionais, os quais podem ser reduzidos através de melhorias no uso de energia no processo.

Neste trabalho são realizados balanços energéticos e exergéticos às unidades de pré-destilação (Un-0100), Arosolvan (Un-0200), Parex (Un-0300), Isomar (Un-0400) e de produção de solventes (Un-0500) da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos, com o objetivo de se determinar os seus rendimentos energéticos e exergéticos, desconhecidos até ao presente trabalho. Uma vez que os resultados obtidos se encontram abaixo do que era espectável, foi realizado um levantamento com vista à hierarquização das perdas energéticas e irreversibilidades ocorridas nas unidades.

Na sua análise global, a FAR apresentou um rendimento energético de 0,8 % e um rendimento exergético de 65,9 %.

Deve-se referir que nesta análise, não foram alvo de estudo alguns equipamentos, nomeadamente nas Unidades 0200 e 0500, por falta de dados que permitissem a sua análise. Estas situações estão contempladas nas perdas e irreversibilidades não contabilizadas, que na análise global da FAR, constituem 33,2 % e 28,2 %, respetivamente.

Os equipamentos que apresentam maiores perdas energéticas na FAR, são os condensadores, representando 26,1 % das perdas energéticas, seguindo-se os aeroarrefecedores, com 15,6 % das perdas energéticas, pelo que se pode concluir que grande parte da energia perdida na FAR, é devida ao processo de arrefecimento. As irreversibilidades verificadas nestes grupos de equipamentos foram de 0,55 % e 0,29 %, respetivamente.

Relativamente aos permutadores, as perdas energéticas não são muito significativas, face aos restantes grupos de equipamentos (3,1 % de perdas energéticas), bem como as irreversibilidades que representam 0,1 % das irreversibilidades totais da FAR.

Por outro lado, as fornalhas representam 14,8 % das perdas energéticas, mas estes equipamentos destacam-se sobretudo pelas irreversibilidades verificadas, 84,2 % do total. Com base neste valor, depreende-se que são equipamentos com um elevado potencial de melhoria do desempenho energético e exergético, com natural impacto positivo no desempenho energético e exergético da FAR.

Entre outras medidas, são sugeridas duas soluções de forma a se poder atuar onde ocorrem as maiores perdas. Neste sentido, propõe-se um sistema de aproveitamento do calor perdido nos aeroarrefecedores e fornalha que consiste num ciclo de Rankine orgânico que aumentaria o rendimento energético e exergético da FAR em cerca de 7 % e 1 %, respetivamente e que produziria cerca de 1500 kW de energia elétrica. A outra solução consiste na adoção conjunta de um sistema de cogeração com o sistema de aproveitamento de calor pelo ciclo de Rankine orgânico. Estes dois sistemas em conjunto alterariam os rendimentos da FAR para 8,1 % em termos energéticos e 67 % em termos exergéticos. A utilização, apenas, do sistema de cogeração, resultaria num rendimento energético de 7 % e exergético de 66 %.

Abstract

Many chemical processes are energy intensive consumers and often operate inefficiently. This implies high operating costs, which can be reduced through improvements in the energy consumption of the process.

In this work, energy and exergy balances are held in the units of the Aromatics plant of the Matosinhos refinery: pre-distillation (Un-0100), Arosolvan (Un-0200), Parex (Un-0300), Isomar (Un-0400) and production of solvents (Un-0500).

As the results obtained in that study were lower than the values expected for that kind of plants, a survey was conducted for the prioritization of energy and irreversibility losses, occurred in the units.

In its overall analysis, the FAR obtained an energy yield of 0.8 % and an exergetic efficiency of 65.9 %. The rational exergetic efficiency was 1.4%, which represents the influence of the effect of the chemical exergy in the total exergy flows.

It should be noted that, in this study, some equipment were not subject of study, particularly in Units 0200 and 0500, due to the lack of data necessary to this analysis. These situations are considered by the irreversibility and energy losses not accounted for that in the overall analysis of the FAR, which constitute 33.2 % and 28.2 %, respectively. The equipments that have higher energy losses in the FAR, are the condensers, representing 26.1 % of the energy losses, followed by air coolers, with 15.6 % of the energy losses. It can be concluded that most of the energy lost in FAR is due to the cooling process. The irreversibility observed in these equipment groups were 0.55 % and 0.29 %, respectively. Regarding the heat exchangers, the energy losses are not very significant, compared to other groups of equipment (3.1% energy loss), as well their irreversibilities that represents 0.1 % of them.

Moreover, furnaces represent 14.8 % of energy losses, but these devices stand out above the irreversibilities analysis, 84.2 % of the total. Based on these values, it can be said that these equipments present a high potential of energetic and exergetic performance improving, with natural positive impact on energetic and exergetic performance in the FAR.

Two main solutions are suggested in order to act where the major losses occur. A heat recovery system is suggested, which consists in an organic Rankine cycle that can increase the system energy and exergy efficiency by 7 % and 1 %, respectively and can produce about 1500 kW of electricity. The other solution consists in the adoption of a cogeneration system

with a heat recovery system (through the organic Rankine cycle) in the air-coolers. Together these two systems can lead to an energetic efficiency of 8.1 % and an exergetic efficiency of 67 % for the FAR. The use of the cogeneration system by itself can achieve an energetic efficiency of 7 % and an exergetic efficiency of 66 %.

Agradecimentos

Gostaria de começar por agradecer aos meus orientadores, Professor Doutor Carlos Manuel Coutinho Tavares de Pinho (DEMEC) e Professor João Bernardo Lares Moreira de Campos (DEQ) por todo o apoio que prestaram neste projeto, e pela compreensão que sempre tiveram nos momentos mais difíceis que tive que ultrapassar no decorrer deste projeto.

Ao Engenheiro Nuno Miranda (Petrogal, S.A.) pela disponibilidade e pelo acompanhamento prestado no esclarecimento de dúvidas.

Ao meu marido, que sempre me incentivou a não perder de vista este meu grande objetivo e pelo apoio e amor que me tem dedicado.

Aos meus pais, pela educação e valores que me transmitiram e que me permitiram tornar-me numa pessoa que luta pelos seus objetivos, independentemente das barreiras que encontre. Deixo aqui um especial agradecimento à minha querida mãe porque teve um papel fundamental na minha vida. Peço-lhe muitas desculpas porque muitas e muitas vezes tive de abdicar da sua companhia para concretizar este objetivo antes que ela partisse. Infelizmente não consegui. Por esse motivo, este trabalho é para ela.

Aos meus irmãos que me incentivaram a levar em frente este projeto, mesmo implicando a minha ausência em momentos familiares importantes.

Índice

1. Introdução	1
1.1. Objetivos do trabalho	2
1.2. Estrutura da dissertação	3
1.3. Considerações gerais sobre o investimento em desenvolvimento científico e tecnológico na indústria petroquímica.....	4
1.4. A energia na indústria petroquímica.....	11
1.5. A importância da energia para o processamento de petróleo em refinarias petroquímicas	12
1.6. Métodos de análise de sistemas energéticos e sua importância.....	15
2. Refinaria de Matosinhos - Petrogal, S.A.	21
2.1. Refinaria de Matosinhos.....	23
2.2. Descrição da Fábrica de Aromáticos	26
3. O conceito de exergia	29
3.1. Exergia: Oportunidades e limitações.....	31
3.2. O cálculo da exergia	37
3.3. Considerações teóricas para o cálculo da exergia	39
4. Balanços energéticos e exergéticos	41
4.1. Introdução.....	42
4.2. Balanço energético	46
4.3. Correntes de entrada e de saída	47
4.4. Fuel-gás e fuelóleo	64
4.5. Vapor de média e de alta pressão	65
4.6. Eletricidade.....	67
4.7. Fumos	68
4.8. Convecção e radiação nas colunas.....	72
4.9. Rendimento energético	75
4.10. Balanço exergético	75
4.11. Compostos (Reformado, Solvente e Cortes)	83
4.12. Fuel-gás e fuelóleo	86
4.13. Vapor de média e de alta pressão	88
4.14. Eletricidade.....	89
4.15. Fumos	89
4.16. Determinação da irreversibilidade.....	90

4.17.	Rendimento exergético	92
5.	Formulários para o cálculo do balanço energético e exergético.....	93
5.1.	Cálculo das temperaturas de ebulição	94
5.2.	Cálculo da entalpia e exergia das correntes processuais	99
5.3.	Cálculo da entalpia e exergia do fuel-gás.....	102
5.4.	Cálculo da entalpia e exergia do fuelóleo.....	102
5.5.	Cálculo da entalpia e exergia do vapor de média e alta pressão.....	103
5.6.	Cálculo da energia e exergia da eletricidade	106
5.7.	Cálculo das perdas por radiação e convecção nas colunas.....	106
5.8.	Cálculo dos balanços energético e exergético à unidade.....	108
5.9.	Formulário para a análise de correntes processuais.....	111
5.10.	Formulário de análise de equipamentos: Condensadores, permutadores e aeroarrefecedores.....	115
5.11.	Formulário para a análise de equipamentos: Fornalhas.....	121
6.	Validação do balanço energético e exergético da Unidade 0100 (Un-0100).....	127
6.1.	Unidade de Pré- Destilação	128
6.1.1.	Colunas de Destilação	130
	AS(T)-0101 – Coluna de Despentanização	130
	AS(T)-0102 – Coluna Benzeno/Tolueno.....	130
	AS(T)-0103 – Coluna de cortes C8/C9	131
	R-0151 - Torres de Argila	131
6.1.2.	Fornalha H-0101	132
6.1.3.	Correntes Processuais.....	133
	Reformado	133
	Corte de C5's (Pentano)	136
	Corte benzeno/tolueno	136
	Corte de C8's	137
	Corte de C9's	138
6.1.4.	Vapor de média pressão	140
6.2.	Apresentação de resultados da análise energética e comparação com os resultados obtidos por Costa (2012)	141
6.3.	Apresentação de resultados da análise exergética e comparação com os resultados obtidos por Costa (2012)	155
	Resumo da análise energética e exergética da Un-0100.....	171
7.	Balanços energético e exergético da Unidade 0200 (Un-0200).....	175

7.1.	Unidade Arosolvan.....	176
7.1.1.	Colunas de Destilação.....	179
	AS(T)-0201 – Extrator.....	179
	AS(T)-0202 – Coluna de Reciclo de Extrato.....	180
	AS(T)-0203 – Coluna de Recuperação de Solvente.....	180
	AS(T)-0205 – Coluna de Lavagem de Refinado.....	181
	AS(T)-0206 – Coluna de Lavagem de Extrato.....	181
	AR (R) - 0251 A/B – Tratamento do extrato com argila.....	182
	AS(T)-0251 – Coluna de Destilação de Benzeno.....	182
	AS(T)-0252 – Coluna de Destilação de Tolueno.....	183
	AS(T)-0253 – Nova Coluna de Destilação de Benzeno.....	183
7.1.2.	Correntes processuais.....	185
	Corte de benzeno/tolueno (Alimentação).....	185
	Corte de solvente (Alimentação).....	186
	Corte de refinado.....	187
	Corte de benzeno.....	188
	Corte de Tolueno.....	190
	Corte de Tolgás.....	191
7.1.3.	Vapor de média pressão.....	193
7.2.	Apresentação de resultados da análise energética da Un-0200.....	194
7.3.	Apresentação de resultados da análise exergética da Un-0200.....	201
	Resumo das análises energética e exergética da Un-0200.....	207
8.	Balanços energético e exergético das Unidades 0300 e 0400 (Un-0300/ Un-0400).....	211
8.1.	Unidade Parex e Isomar.....	212
	Unidade Parex.....	212
	Unidade Isomar.....	216
8.1.1.	Colunas e reator.....	217
	AS(T)-0301 e AS(T)-0302 – Colunas de adsorção.....	217
	AS(T)-0303 – Coluna de refinado.....	218
	AS(T)-0306 – Coluna de extrato.....	219
	AS(T)-0309 – Coluna de regeneração do dessorvente.....	220
	AS(T)-0307 – Coluna final.....	221
	Válvula rotativa.....	221
	R-0401 e AS(T)-0401 – Reator e desepanizador.....	222

AS(T)-0471 e AS(T)-0472 – Unidade de fracionamento de xilenos.....	223
8.1.2. Correntes Processuais.....	224
Corte de mistura de xilenos (Alimentação).....	225
Gás de reciclo (Alimentação).....	226
Corte de tolueno.....	227
Corte P-xileno.....	228
Corte de <i>vent gas e liquid top</i>	230
Corte de o-xileno.....	232
Corte de C9's.....	233
8.1.3. Vapor de baixa, média e alta pressão.....	234
8.2. Apresentação de resultados da análise energética às Un-0300 e Un-0400.....	235
8.3. Apresentação de resultados da análise exergética das Un-0300 e Un-0400.....	269
Resumo da análise energética e exergética da Un-300/0400.....	278
9. Balanço energético e exergético da Unidade 0500 (Un-0500).....	283
9.1. Unidade 0500 (Un-0500).....	284
Unidade de Destilação Contínua.....	284
Caso A – Produção de hexano.....	284
Caso B- Produção dos solventes aromáticos C9 ⁺ Tipo I/II.....	286
Unidade de Destilação Descontínua.....	286
9.1.1. Correntes Processuais.....	286
Corte de refinado da Un-0200 (Alimentação).....	286
Corte de gasolina leve (refinado leve).....	288
Corte de hexano.....	289
Corte para destilação descontínua (fundo AS(T)-0503).....	290
9.1.2. Vapor de média pressão e de alta pressão.....	291
9.2. Apresentação de resultados da análise energética da Un-0500.....	292
9.3. Apresentação de resultados da análise exergética da Un-0500.....	297
Resumo da análise energética e exergética da Un-0500.....	302
10. Análise global da FAR.....	305
11. Sugestões de melhoria.....	317
12. Conclusões.....	345
Bibliografia.....	349
Anexos.....	359
Anexo A. Dados fornecidos pelo programa <i>Aspen Hysys</i> da Refinaria de Matosinhos, para a	

Un-0100, para os meses de Janeiro a Julho	361
Anexo B. Balanço energético	385
B.1 Potências energéticas introduzidas na Unidade 0100 (Costa, 2012)	386
B.2 Potências energéticas úteis extraídas da Unidade 0100 (Costa, 2012)	387
B.3 Potências energéticas relativas a perdas (Costa, 2012).....	390
B.4 Potências energéticas dos equipamentos não contabilizados totalmente (Costa, 2012)	396
B.5 Potência energética fornecida à corrente de C9's pela fornalha H-0101 (Costa, 2012)	398
B.6 Potência energética fornecida à Unidade 0100 pelo vapor de média pressão (Costa, 2012).....	398
Anexo C. Balanço exergético	399
C.1 Potências exergéticas introduzidas na Unidade 0100 (Costa, 2012)	400
C.2 Potências exergéticas úteis extraídas da Unidade 0100	401
C.3 Irreversibilidades nos equipamentos (Costa, 2012).....	403
C.4 Potências exergéticas dos equipamentos não contabilizados totalmente.....	409
C.5 Potência exergética fornecida à corrente de C9's pela fornalha H-0101	411
C.6 Potência exergética fornecida à Unidade pelo vapor de média pressão	411
Anexo D. Análise energética e exergética à fornalha H-0101	413
D.1 Balanço estequiométrico e real ao processo de combustão	414
D.2 Balanço energético e exergético à fornalha H-0101.....	415
Anexo E. Dados fornecidos pelo programa <i>Aspen Hysys</i> da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0200, para os meses de Janeiro a Julho	417
Anexo F. Dados fornecidos pelo programa <i>Aspen Hysys</i> da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0300, para os meses de Janeiro a Julho	453
Anexo G. Dados fornecidos pelo programa <i>Aspen Hysys</i> da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0400, para os meses de Janeiro a Julho	471
Anexo H. Dados fornecidos pelo programa <i>Aspen Hysys</i> da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0500, para os meses de Janeiro a Julho	493
Anexo I. Dados fornecidos pelo <i>Aspen Hysys</i> da Refinaria de Matosinhos, para o consumo de utilidades na FAR entre Janeiro e Julho	509
Anexo J. Entalpia e entropia de saída de líquido saturado	517

Índice de Figuras

Figura 1. Planeamento estratégico numa indústria petroquímica (Ren, 2009).....	7
Figura 2. Dependência do consumo de energia específica, no nível de complexidade e eficiência tendo em conta como exemplo 28 refinarias americanas (Ocic, 2005).	13
Figura 3. Refinaria de Matosinhos.	22
Figura 4. Distribuição da produção da Refinaria de Matosinhos (Galp Energia, 2012).	24
Figura 5. Representação da Refinaria de Matosinhos (Abreu, 2009).....	25
Figura 6. Vista aérea da Fábrica de Aromáticos (FAR), (Abreu, 2009).....	26
Figura 7. Interligação das unidades da Fábrica de Aromáticos.....	28
Figura 8. Irreversibilidades de um processo, para um sistema em estado estacionário.	37
Figura 9. Entradas e saídas de energia da FAR.	44
Figura 10. Representação de um reator com reação de combustão.....	58
Figura 11. Representação de um reator com reação química e respetivos fluidos.....	61
Figura 12. Entradas e saídas de energia na fornalha.....	69
Figura 13. Cabeçalho do formulário para o cálculo das temperaturas de ebulição.....	95
Figura 14. Coeficientes de Antoine para temperatura expressa em Kelvin.....	95
Figura 15. Coeficientes de Antoine para temperatura expressa em °C.	95
Figura 16. Procedimento para copiar os coeficientes de Antoine.	96
Figura 17. Procedimento para colar os valores dos coeficientes de Antoine.	96
Figura 18. Procedimento para selecionar a opção <i>Solver</i>	97
Figura 19. Procedimento para estabelecer os parâmetros na opção <i>Solver</i>	97
Figura 20. Temperatura de ebulição do pentano, obtido a partir do programa <i>Solver</i>	98
Figura 21. Temperatura de ebulição dos componentes da corrente, obtidos a partir do programa <i>Solver</i>	98
Figura 22. Formulário para o cálculo da entalpia da corrente.	100
Figura 23. Formulário para o cálculo da exergia da corrente.....	101
Figura 24. Formulário para o cálculo da entalpia e da exergia do fuel-gás.....	102
Figura 25. Formulário para o cálculo da entalpia e da exergia do fuelóleo.	102
Figura 26. Programa <i>CalcSteam</i> para o cálculo das propriedades do vapor saturado ou vapor sobreaquecido.	103
Figura 27. Formulário para o cálculo da energia e da exergia do vapor de média ou alta pressão.	105
Figura 28. Formulário para o cálculo da energia e da exergia da eletricidade.....	106
Figura 29. Formulário para o cálculo das perdas por radiação e convecção nas colunas.	107
Figura 30. Formulário para o cálculo do balanço de energia e de exergia à unidade.....	108

Figura 31. Formulário para o cálculo do balanço de energia e de exergia aos condensadores, arrefecedores e aeroarrefecedores.	109
Figura 32. Formulário para o cálculo do balanço de energia e de exergia às fornalhas e às perdas por radiação e convecção nas colunas.....	110
Figura 33. Formulário para o cálculo das temperaturas de ebulição.....	111
Figura 34. Formulário preenchido para o cálculo das temperaturas de ebulição.....	112
Figura 35. Formulário para o cálculo das entalpias da corrente.....	113
Figura 36. Exemplo de preenchimento do formulário para o cálculo do balanço exergético da corrente.....	114
Figura 37. Preenchimento do formulário para o cálculo das temperaturas de ebulição nas condições de saída.....	116
Figura 38. Preenchimento do formulário para o cálculo do balanço entálpico da corrente nas condições de entrada.....	117
Figura 39. Preenchimento do formulário para o cálculo do balanço exergético da corrente nas condições de entrada.....	118
Figura 40. Formulário preenchido para o cálculo do balanço energético da corrente nas condições de saída.....	119
Figura 41. Formulário preenchido para o cálculo do balanço exergético da corrente nas condições de saída.....	120
Figura 42. Cabeçalho preenchido da página “Fornalhas” do formulário para o cálculo do balanço energético e exergético das fornalhas.....	121
Figura 43. Cálculo de razão de caudais mássicos dos combustíveis utilizados na fornalha. .	122
Figura 44. Cálculo de razão de caudais mássicos dos combustíveis utilizados na fornalha. .	122
Figura 45. Parâmetros do <i>Solver</i> , para o cálculo de excesso de ar na combustão.....	123
Figura 46. Resultado do <i>Solver</i> , para o cálculo de excesso de ar na combustão.....	123
Figura 47. Dados para o cálculo da energia e exergia do fuel-gás e do fuelóleo.....	124
Figura 48. Dados para o cálculo da energia e exergia associada ao vapor injetado na fornalha e da humidade do ar.....	125
Figura 49. Cálculo da entalpia e exergia dos fumos.....	125
Figura 50. Cálculo do balanço energético e exergético e do rendimento energético e exergético da fornalha.....	126
Figura 51. Esquema Processual da Un-100, Costa (2012).....	129
Figura 52. Disposição das colunas da Unidade 0100, Costa (2012).....	132
Figura 53. Pré-aquecimento da corrente de reformado, Costa (2012).....	135
Figura 54. Diagrama de <i>Sankey</i> da Un-0100.....	166
Figura 55. Diagrama de <i>Grassmann</i> da Un-0100.....	167
Figura 56. Diagrama de <i>Sankey</i> da Un-0100.....	173

Figura 57. Diagrama de <i>Grassmann</i> da Un-0100.....	174
Figura 58. Representação da Un-0200 (Galp Energia, 2007).	177
Figura 59. Representação da Un-0200 (Galp Energia, 2007).	178
Figura 60. Representação da interação entre a Unidade 0100 e Unidade 0200.	185
Figura 61. Representação do percurso do refinado até à Unidade 0500.	188
Figura 62. Representação do percurso do benzeno para armazenagem.	189
Figura 63. Representação do percurso do tolueno para armazenagem.....	190
Figura 64. Representação do percurso do corte de tolgás para armazenagem.	192
Figura 65. Diagrama de <i>Sankey</i> da Un-0200.....	208
Figura 66. Diagrama de <i>Grassmann</i> da Un-0200.....	209
Figura 67. Diagrama esquemático do processo PAREX da UOP.....	214
Figura 68. Separação adsortiva com o leito móvel simulado (Galp Energia, 2007).	215
Figura 69. Representação da interação das Un-0300 e Un-0400 com a Un-0100.	216
Figura 70. Representação do percurso da alimentação à coluna de refinado, AS(T)-0303. ..	219
Figura 71. Representação do percurso da alimentação à coluna de extrato, AS(T)-0306.....	220
Figura 72. Representação esquemática do reator, separador e deseptanizador.	223
Figura 73. Representação esquemática da unidade de fracionamento de xilenos.	224
Figura 74. Representação esquemática do percurso da alimentação à unidade Parex.	225
Figura 75. Representação esquemática do percurso do corte de tolueno.	228
Figura 76. Representação esquemática do percurso do p-xileno.....	229
Figura 77. Representação esquemática da produção de <i>vent gas</i> e <i>liquid top</i>	230
Figura 78. Representação esquemática do percurso do o-xileno.....	232
Figura 79. Representação do percurso do C9's para armazenagem.....	233
Figura 80. Composição da corrente processual da fornalha H-0301.....	239
Figura 81. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0301.	239
Figura 82. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0301 nas condições de entrada.	240
Figura 83. Condições de saída da corrente processual da fornalha H-0301.....	240
Figura 84. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0301 nas condições de saída.	241
Figura 85. Composição da corrente processual da fornalha H-0302.....	242
Figura 86. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0302.	243
Figura 87. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0302 nas condições de entrada.	243
Figura 88. Condições de saída da corrente processual da fornalha H-0302.....	244

Figura 89. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0302 nas condições de saída.	244
Figura 90. Composição da corrente processual da fornalha H-0303.	246
Figura 91. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0303.	246
Figura 92. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0303 nas condições de entrada.	247
Figura 93. Condições de saída da corrente processual na fornalha H-0303.	247
Figura 94. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0303 nas condições de saída.	248
Figura 95. Composição da corrente processual da fornalha H-0401.	249
Figura 96. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0401.	250
Figura 97. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0401 nas condições de entrada.	250
Figura 98. Condições de saída da corrente processual na fornalha H-0401.	251
Figura 99. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0401 nas condições de saída.	251
Figura 100. Composição da corrente processual da fornalha H-0402.	253
Figura 101. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0402.	253
Figura 102. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0402 nas condições de entrada.	254
Figura 103. Condições de saída da corrente processual na fornalha H-0402.	254
Figura 104. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0402 nas condições de saída.	255
Figura 105. Composição da corrente processual da fornalha H-0471.	256
Figura 106. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0471.	257
Figura 107. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0471 nas condições de entrada.	257
Figura 108. Condições de saída da corrente processual na fornalha H-0471.	258
Figura 109. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0471 nas condições de saída.	258
Figura 110. Composição da corrente processual da fornalha H-0472.	260
Figura 111. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0472.	260
Figura 112. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0472 nas condições de entrada.	261
Figura 113. Condições de saída da corrente processual na fornalha H-0472.	261
Figura 114. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0472 nas condições de saída.	262

Figura 115. Rendimento térmico das fornalhas <i>versus</i> rendimento térmico obtido pelo simulador <i>Aspen</i> .	263
Figura 116. Diagrama de <i>Sankey</i> da Un-0300/0400.	280
Figura 117. Diagrama de <i>Grassmann</i> da Un-0300/0400.	281
Figura 118. Representação da destilação contínua para produção de hexano.	285
Figura 119. Representação da interação entre a Un-0100, a Un-0200 e a Un-0500.	285
Figura 120. Representação do percurso do refinado à entrada na Un-0500.	287
Figura 121. Representação do percurso da gasolina leve para armazenagem.	288
Figura 122. Representação do percurso de hexano para armazenagem.	289
Figura 123. Representação do percurso da corrente para a destilação descontínua (fundo AS(T)-0503).	290
Figura 124. Diagrama de <i>Sankey</i> da Un-0500.	303
Figura 125. Diagrama de <i>Grassmann</i> da Un-0500.	304
Figura 126. Peso percentual da energia introduzida na FAR.	306
Figura 127. Peso percentual da exergia introduzida na FAR.	306
Figura 128. Peso percentual da energia útil retirada da FAR.	307
Figura 129. Peso percentual da exergia útil retirada da FAR.	307
Figura 130. Peso percentual das perdas térmicas nos condensadores.	308
Figura 131. Peso percentual das irreversibilidades nos condensadores.	308
Figura 132. Peso percentual das perdas térmicas nos permutadores.	309
Figura 133. Peso percentual das irreversibilidades nos permutadores.	309
Figura 134. Peso percentual das perdas térmicas nos aeroarrefecedores.	310
Figura 135. Peso percentual das irreversibilidades nos aeroarrefecedores.	310
Figura 136. Peso percentual da entalpia dos fumos nas fornalhas.	311
Figura 137. Caudal de fumos das fornalhas.	311
Figura 138. Peso percentual da exergia dos fumos nas fornalhas.	312
Figura 139. Peso percentual das irreversibilidades nas fornalhas.	312
Figura 140. Peso percentual das perdas térmicas nos equipamentos da FAR.	313
Figura 141. Peso percentual das irreversibilidades nos equipamentos da FAR.	313
Figura 142. Diagrama de <i>Sankey</i> da FAR.	315
Figura 143. Diagrama de <i>Grassmann</i> da FAR.	316
Figura 144. Esquema genérico de um Ciclo Orgânico de <i>Rankine</i> e respetivo diagrama T-s.	321
Figura 145. Sistema de recuperação de calor através do ciclo de <i>Rankine</i> orgânico da empresa Turboden.	322

Figura 146. Os diferentes tipos de fluidos de trabalho utilizados nos ORC's.....	322
Figura 147. Evolução dos diferentes tipos de fluidos de trabalho dos ORC's (Pinho, 2010).	323
Figura 148. Simulação de energia elétrica obtida num sistema de Rankine orgânico para aproveitamento de calor no aeroarrefecedor E-0115 A/B.....	324
Figura 149. Rendimento do sistema de ciclo de Rankine orgânico para aproveitamento do calor no aeroarrefecedor E-0115 A/B.....	325
Figura 150. Simulação de energia elétrica obtida num sistema de Rankine orgânico para aproveitamento de calor dos fumos da fornalha H-0301.....	326
Figura 151. Rendimento do sistema de ciclo de Rankine orgânico para aproveitamento do calor dos fumos da fornalha H-0301.	327
Figura 152. Sistema de cogeração <i>Wärtsilä</i> 12V46GD.....	330
Figura 153. Representação do sistema de alimentação de duplo combustível da unidade de cogeração.....	331
Figura 154. Evolução financeira do projeto de investimento no sistema de cogeração a fuelóleo, com venda de eletricidade à rede de 0,09 €/kWh.....	335
Figura 155. Evolução financeira do projeto de investimento no sistema de cogeração a fuel-gás, com venda de eletricidade à rede de 0,09 €/kWh.....	336
Figura 156. Evolução financeira do projeto de investimento no sistema de cogeração a fuel-gás e fuelóleo, com venda de eletricidade à rede de 0,09 €/kWh.....	337
Figura 157. Evolução financeira do projeto de investimento no sistema de cogeração a fuelóleo, com venda de eletricidade à rede de 0,13 €/kWh.....	339
Figura 158. Evolução financeira do projeto de investimento no sistema de cogeração a fuel-gás, com venda de eletricidade à rede de 0,13 €/kWh.....	340
Figura 159. Evolução financeira do projeto de investimento no sistema de cogeração a fuel-gás e fuelóleo, com venda de eletricidade à rede de 0,13 €/kWh.....	341
Figura 160. Entalpia de saída de líquido saturado, em função da pressão.....	518
Figura 161. Entropia de saída de líquido saturado, em função da pressão.....	518

Índice de Tabelas

Tabela 1. Produção anual da Fábrica de Aromáticos e respetiva aplicação.....	26
Tabela 2. Exergia disponível, uso potencial de exergia e consumo atual de recursos naturais da Terra (Valero <i>et al.</i> , 2010).	35
Tabela 3. Temperaturas médias mensais e temperatura média anual.....	44
Tabela 4. Coeficientes de Antoine na forma estendida (Perry e Green, 1997).	48
Tabela 5. Coeficientes de Antoine na forma estendida (Perry e Green, 1997).	48
Tabela 6. Coeficientes de correlação para calores específicos em fase líquida (Perry e Green, 1997).	50
Tabela 7. Coeficientes de correlação para calores específicos em fase gasosa (Perry e Green, 1997).	51
Tabela 8. Calor específico do NMP em função da temperatura.....	52
Tabela 9. Calor específico do MEG em função da temperatura.....	52
Tabela 10. Calor específico do MEG em função da temperatura.....	52
Tabela 11. Calor específico do H ₂ em função da temperatura.	53
Tabela 12. Calor específico do metano em função da temperatura.....	53
Tabela 13. Calor específico do etano em função da temperatura.....	53
Tabela 14. Calor específico do propano em função da temperatura.	54
Tabela 15. Calor específico do butano em função da temperatura.....	54
Tabela 16. Coeficientes de correlação para as entalpias de vaporização específicas e temperaturas do ponto crítico (Perry e Green, 1997).	55
Tabela 17. Entalpias de formação para a temperatura de referência de 25 °C (Perry e Green, 1997).	64
Tabela 18. Expressão de cálculo da entalpia e entropia de saída de líquido saturado, para o intervalo de pressão entre 1,5 e 1,75 MPa (Çengel e Boles (1998)).	67
Tabela 19. Médias da velocidade do vento em Leça da Palmeira.....	73
Tabela 20. Poder calorífico inferior (Perry e Green, 1997).....	81
Tabela 21. Erro associado ao cálculo das exergias químicas padrão pela metodologia proposta por Rivero <i>et al.</i> , 1999 e Rivero <i>et al.</i> , 2004 em comparação com os valores fornecidos por Kotas (1985).	82
Tabela 22. Resultados obtidos pelo programa <i>CalcSteam</i> , para as, propriedades do vapor saturado para uma pressão absoluta de 17,07 bar.....	104
Tabela 23. Composição mássica do reformado à entrada da Unidade de Pré-Destilação.....	133
Tabela 24. Composição da corrente de reformado, utilizada na presente análise.....	134
Tabela 25. Temperaturas e caudal da corrente de reformado.....	135
Tabela 26. Temperaturas e caudais da corrente de C5's – <i>blending</i> gasolinas.	136

Tabela 27. Composição mássica do corte benzeno/tolueno.	136
Tabela 28. Temperaturas e caudais do corte benzeno/tolueno.	137
Tabela 29. Composição mássica do corte de C8's.	137
Tabela 30. Temperaturas e caudais da corrente de C8's e de alimentação da coluna AS(T)-0103.	138
Tabela 31. Composição mássica do corte de C9's - médias anuais.	139
Tabela 32. Temperaturas e caudais do corte de C9's.	139
Tabela 33. Temperaturas e caudais do vapor de média pressão.	140
Tabela 34. Potências introduzidas na Unidade 0100.	141
Tabela 35. Potências introduzidas na Unidade 0100 obtidas em Costa (2012).	141
Tabela 36. Potências retiradas da Unidade 0100.	142
Tabela 37. Potências retiradas da Unidade 0100 obtidas em Costa (2012).	142
Tabela 38. Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores.	143
Tabela 39. Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores obtidas em Costa (2012).	144
Tabela 40. Perdas caloríficas dos condensadores.	144
Tabela 41. Perdas caloríficas dos condensadores, obtidas em Costa (2012).	145
Tabela 42. Perdas caloríficas nos permutadores.	145
Tabela 43. Perdas caloríficas nos permutadores, obtidas em Costa (2012).	145
Tabela 44. Perdas caloríficas na fornalha.	146
Tabela 45. Perdas caloríficas na fornalha obtidas em Costa (2012).	147
Tabela 46. Rendimento da fornalha em função do título da corrente.	147
Tabela 47. Rendimento da fornalha em função do caudal de combustível.	148
Tabela 48. Perdas por convecção/radiação nas colunas.	148
Tabela 49. Quantidades energéticas de saída da unidade.	149
Tabela 50. Quantidades energéticas de saída da unidade obtidas em Costa (2012).	149
Tabela 51. Hierarquia das potências introduzidas na Un-0100.	150
Tabela 52. Hierarquia das potências introduzidas na Un-0100 obtida em Costa (2012).	150
Tabela 53. Hierarquia da energia de saída da Un-0100.	151
Tabela 54. Hierarquia da energia de saída da Un-0100 obtidas em Costa (2012).	151
Tabela 55. Hierarquia de perdas energéticas da unidade.	152
Tabela 56. Hierarquia de perdas energéticas da unidade obtida em Costa (2012).	153
Tabela 57. Exergia introduzida na unidade.	155
Tabela 58. Exergia introduzida na unidade obtida em Costa (2012).	155
Tabela 59. Exergia útil retirada da unidade.	156

Tabela 60. Exergia útil retirada da unidade obtida em Costa (2012).	156
Tabela 61. Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade.....	157
Tabela 62. Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade obtido em Costa (2012).	157
Tabela 63. Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade.	158
Tabela 64. Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade obtida em Costa (2012).	158
Tabela 65. Irreversibilidades nos aeroarrefecedores.	159
Tabela 66. Irreversibilidades nos aeroarrefecedores obtidas em Costa (2012).	159
Tabela 67. Irreversibilidades nos condensadores.	159
Tabela 68. Irreversibilidades nos condensadores, obtidas em Costa (2012).	160
Tabela 69. Irreversibilidades nos permutadores.	160
Tabela 70. Irreversibilidades nos permutadores, obtidas em Costa (2012).	160
Tabela 71. Irreversibilidades na fornalha.	161
Tabela 72. Irreversibilidades na fornalha obtidas em Costa (2012).	161
Tabela 73. Irreversibilidades na unidade.	162
Tabela 74. Irreversibilidades na unidade obtidas em Costa (2012).	162
Tabela 75. Hierarquia percentual de irreversibilidades da unidade.....	163
Tabela 76. Hierarquia percentual de irreversibilidades da unidade, obtidas por Costa (2012).	163
Tabela 77. Hierarquia de irreversibilidades do tipo de equipamentos suscetíveis a melhorias.	164
Tabela 78. Hierarquia de irreversibilidades do tipo de equipamentos suscetíveis a melhorias, obtidas em Costa (2012).	164
Tabela 79. Hierarquia de irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis a melhorias.	165
Tabela 80. Hierarquia de irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis a melhorias, obtida por Costa (2012).	165
Tabela 81. Hierarquia das potências introduzidas na Un-0100 para $T_a = 0\text{ }^{\circ}\text{C}$	168
Tabela 82. Hierarquia da energia de saída da Un-0100 para $T_a = 0\text{ }^{\circ}\text{C}$	168
Tabela 83. Hierarquia de perdas energéticas da unidade para $T_a = 0\text{ }^{\circ}\text{C}$	169
Tabela 84. Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade para $T_a = 0\text{ }^{\circ}\text{C}$	169
Tabela 85. Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade para $T_a = 0\text{ }^{\circ}\text{C}$	169
Tabela 86. Hierarquia percentual de irreversibilidades da unidade, para $T_a = 0\text{ }^{\circ}\text{C}$	170
Tabela 87. Hierarquia de irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis a melhorias.	170
Tabela 88. Composição mássica do corte benzeno/tolueno.	185
Tabela 89. Temperaturas e caudal da corrente benzeno/tolueno.	186

Tabela 90. Composição mássica do solvente.	187
Tabela 91. Temperaturas e caudal do solvente à entrada da AS(T)-0201.....	187
Tabela 92. Composição mássica do refinado.	188
Tabela 93. Temperaturas e caudais da corrente de refinado.....	188
Tabela 94. Composição mássica do corte de benzeno.....	189
Tabela 95. Temperaturas e caudais do corte de benzeno.	189
Tabela 96. Composição mássica do corte de tolueno.....	190
Tabela 97. Temperaturas e caudais da corrente de tolueno.....	191
Tabela 98. Composição mássica do corte de tolgás.	191
Tabela 99. Temperaturas e caudais do corte de tolgás.	192
Tabela 100. Temperatura e caudal do vapor de média pressão utilizado na Un-0200.....	193
Tabela 101. Potências introduzidas na Unidade 0200.....	194
Tabela 102. Potências retiradas da Unidade 0200.....	194
Tabela 103. Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores.	195
Tabela 104. Perdas caloríficas dos condensadores.....	196
Tabela 105. Perdas caloríficas nos permutadores.....	196
Tabela 106. Perdas por convecção/radiação nas colunas.	197
Dados das Tabela 107. Perdas por convecção/radiação nas colunas (continuação).....	198
Tabela 108. Quantidades energéticas de saída da Un-0200.	198
Tabela 109. Hierarquia das potências introduzidas na Un-0200.....	198
Tabela 110. Hierarquia da energia de saída da Un-0200.....	199
Tabela 111. Hierarquia de perdas energéticas da unidade.....	200
Tabela 112. Exergia introduzida na unidade.	201
Tabela 113. Exergia útil retirada da unidade.....	201
Tabela 114. Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade.....	202
Tabela 115. Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade.	203
Tabela 116. Irreversibilidades nos aeroarrefecedores.	203
Tabela 117. Irreversibilidades nos condensadores.	204
Tabela 118. Irreversibilidades nos permutadores.....	204
Tabela 119. Irreversibilidades na unidade.....	204
Tabela 120. Hierarquia percentual de irreversibilidades da unidade.....	205
Tabela 121. Hierarquia de irreversibilidades para os equipamentos contabilizados.	205
Tabela 122. Hierarquia de irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis a melhorias.	206
Tabela 123. Composição mássica da alimentação à Unidade Parex (corte xilenos).....	226

Tabela 124. Temperaturas e caudal da corrente de xilenos (Alimentação).....	226
Tabela 125. Composição mássica do gás de reciclo.....	226
Tabela 126. Temperaturas e caudal do gás de reciclo à entrada da AS(T)-0401.	227
Tabela 127. Composição Mássica do corte e tolueno.	227
Tabela 128. Temperaturas e caudal do corte de tolueno.	228
Tabela 129. Composição mássica do corte de p-xileno.....	229
Tabela 130. Temperaturas e caudais do corte de p-xileno.	229
Tabela 131. Composição mássica do corte de <i>vent gas</i>	231
Tabela 132. Temperatura e caudal da corrente de <i>vent gas</i>	231
Tabela 133. Composição mássica do corte de <i>liquid top</i>	231
Tabela 134. Temperatura e caudal da corrente de <i>liquid top</i>	232
Tabela 135. Composição mássica do corte de o-xileno.....	233
Tabela 136. Temperatura e caudal da corrente de o-xileno.....	233
Tabela 137. Composição mássica do corte de o-xileno.....	234
Tabela 138. Temperaturas e caudais do corte de C9's.	234
Tabela 139. Potências introduzidas nas Unidades 0300/0400.....	235
Tabela 140. Potências retiradas das Unidades 0300/0400.....	236
Tabela 141. Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores.	236
Tabela 142. Perdas caloríficas dos condensadores.	237
Tabela 143. Perdas caloríficas nos permutadores.....	238
Tabela 144. Perdas caloríficas na fornalha H-0301.....	241
Tabela 145. Perdas caloríficas na fornalha H-0302.....	245
Tabela 146. Perdas caloríficas na fornalha H-0303.....	248
Tabela 147. Perdas caloríficas na fornalha H-0401.....	252
Tabela 148. Perdas caloríficas na fornalha H-0402.....	255
Tabela 149. Perdas caloríficas na fornalha H-0471.....	259
Tabela 150. Perdas caloríficas na fornalha H-0472.....	262
Tabela 151. Perdas por convecção/radiação nas colunas.	264
Tabela 152. Quantidades energéticas de saída da Un-0300/Un-0400.....	266
Tabela 153. Hierarquia das potências introduzidas nas Un-0300/400.	266
Tabela 154. Hierarquia de perdas energéticas das Unidades 0300/0400.	268
Tabela 155. Exergia introduzida nas Unidades 0300/0400.	269
Tabela 156. Exergia útil retirada das Unidades 0300/0400.....	270
Tabela 157. Distribuição percentual de exergia introduzida nas Unidades 0300/0400.....	271

Tabela 158. Distribuição percentual de exergia útil retirada das Unidades 0300/0400.	271
Tabela 159. Irreversibilidades nos aeroarrefecedores.	272
Tabela 160. Irreversibilidades nos condensadores.	272
Tabela 161. Irreversibilidades nos permutadores.	273
Tabela 162. Irreversibilidades na fornalha H-0301.	273
Tabela 163. Irreversibilidades na fornalha H-0302.	274
Tabela 164. Irreversibilidades na fornalha H-0303.	274
Tabela 165. Irreversibilidades na fornalha H-0401.	274
Tabela 166. Irreversibilidades na fornalha H-0402.	275
Tabela 167. Irreversibilidades na fornalha H-0471.	275
Tabela 168. Irreversibilidades na fornalha H-0472.	275
Tabela 169. Irreversibilidades nas Unidades 0300/0400.	276
Tabela 170. Hierarquia percentual de irreversibilidades das Unidades 0300/0400.	276
Tabela 171. Hierarquia de irreversibilidades do tipo de equipamentos suscetíveis a melhorias.	276
Tabela 172. Hierarquia de irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis a melhorias.	277
Tabela 173. Composição mássica do refinado.	287
Tabela 174. Temperatura e caudal da corrente de refinado.	287
Tabela 175. Composição mássica do corte de gasolina leve.	288
Tabela 176. Temperaturas e caudal do corte de gasolina leve.	288
Tabela 177. Composição mássica do corte de hexano.	289
Tabela 178. Temperaturas e caudal do corte de hexano.	289
Tabela 179. Composição mássica do corte de fundo AS(T)-0503.	290
Tabela 180. Temperaturas e caudais do corte de fundo AS(T)-0503.	291
Tabela 181. Potências introduzidas na Unidade 0500.	292
Tabela 182. Potências retiradas da Unidade 0500.	292
Tabela 183. Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores.	293
Tabela 184. Perdas caloríficas dos condensadores.	293
Tabela 185. Perdas por convecção/radiação nas colunas.	294
Tabela 186. Quantidades energéticas de saída da Un-0500.	294
Tabela 187. Hierarquia das potências introduzidas na Un-0500.	295
Tabela 188. Hierarquia da energia de saída da Un-0500.	295
Tabela 189. Hierarquia de perdas energéticas contabilizáveis na Unidade 0500.	296
Tabela 190. Exergia introduzida na Unidade 0500.	297

Tabela 191. Exergia útil retirada da Unidade 0500.....	297
Tabela 192. Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade.....	298
Tabela 193. Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade.	298
Tabela 194. Irreversibilidades nos aeroarrefecedores.	299
Tabela 195. Irreversibilidades nos condensadores.	299
Tabela 196. Irreversibilidades na unidade.....	300
Tabela 197. Hierarquia percentual de irreversibilidades da unidade.....	300
Tabela 198. Hierarquia de irreversibilidades do tipo de equipamentos suscetíveis a melhorias.	300
Tabela 199. Hierarquia de irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis a melhorias.	301
Tabela 200. Consumo energético para arrefecimento em função da temperatura de arrefecimento.....	319
Tabela 201. Indicadores económicos de três exemplos de sistemas ORC Fonte: Turboden, 2009.	329
Tabela 202. Preços de fuelóleo, fuel-gás e de eletricidade.....	331
Tabela 203. Custo da energia por hora na situação convencional.....	332
Tabela 204. Dados da unidade de cogeração <i>Wärtsilä</i> 12V46GD.....	332
Tabela 205. Caudais de fuelóleo ou fuel-gás de alimentação da unidade de cogeração.	332
Tabela 206. Custo de combustível de alimentação da unidade de cogeração <i>Wärtsilä</i> 12V46GD.	333
Tabela 207. Custos e retorno por hora do sistema de cogeração <i>Wärtsilä</i> 12V46GD em relação à situação convencional.	333
Tabela 208. Resultado anual e tempo de retorno do investimento no sistema de cogeração <i>Wärtsilä</i> 12V46GD com funcionamento a fuelóleo, para um preço de venda de eletricidade à rede de 0,09 €/kWh.....	335
Tabela 209. Resultado anual e tempo de retorno do investimento no sistema de cogeração <i>Wärtsilä</i> 12V46GD com funcionamento a fuel-gás, para um preço de venda de eletricidade à rede de 0,09 €/kWh.....	336
Tabela 210. Resultado anual e tempo de retorno do investimento no sistema de cogeração <i>Wärtsilä</i> 12V46GD com funcionamento a fuel-gás e fuelóleo, para um preço de venda de eletricidade à rede de 0,09 €/kWh.	337
Tabela 211. Resultado anual e tempo de retorno simples do investimento no sistema de cogeração <i>Wärtsilä</i> 12V46GD a fuelóleo para um preço de venda de eletricidade à rede de 0,13 €/kWh.	339
Tabela 212. Resultado anual e tempo de retorno simples do investimento no sistema de cogeração <i>Wärtsilä</i> 12V46GD a fuel-gás, para um preço de venda de eletricidade à rede de 0,13 €/kWh.	340

Tabela 213. Resultado anual e tempo de retorno simples do investimento no sistema de cogeração Wärtsilä 12V46GD a fuel-gás e fuel-óleo, para um preço de venda de eletricidade à rede de 0,13 €/kWh.....	341
Tabela 214. Rendimento da FAR com um sistema de cogeração e com um sistema de cogeração mais o sistema ciclo de Rankine orgânico.....	342
Tabela 215. Rendimento exergético da FAR com um sistema de cogeração e com um sistema de cogeração mais o sistema ciclo de Rankine orgânico.....	343
Tabela A.1. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria das correntes de entrada e saída da Unidade 0100 para o mês de Janeiro.....	362
Tabela A.2. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0100 para o mês de Janeiro.....	363
Tabela A.3. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria das correntes de entrada e saída da Unidade 0100 para o mês de Fevereiro.....	366
Tabela A.4. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0100 para o mês de Fevereiro.....	367
Tabela A.5. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria das correntes de entrada e saída da Unidade 0100 para o mês de Março.....	368
Tabela A.6. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0100 para o mês de Março.....	369
Tabela A.7. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria das correntes de entrada e saída da Unidade 0100 para o mês de Abril.....	370
Tabela A.8. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0100 para o mês de Abril.....	372
Tabela A.9. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria das correntes de entrada e saída da Unidade 0100 para o mês de Maio.....	373
Tabela A.10. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0100 para o mês de Maio.....	375
Tabela A.11. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0100 para o mês de Junho.....	378
Tabela A.12. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria das correntes de entrada e saída da Unidade 0100 para o mês de Julho.....	379
Tabela A.13. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0100 para o mês de Julho.....	380
Tabela A.14. Médias anuais dos dados fornecidos pela refinaria das correntes de entrada da Unidade 0100.....	381
Tabela A.15. Médias anuais dos dados fornecidos pela refinaria das correntes de saída da Unidade 0100.....	382
Tabela A.16. Médias anuais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0100.....	383

Tabela B.1.1. Potências energéticas introduzidas na Unidade 0100.....	386
Tabela B.2.1. Potências energéticas úteis retiradas da Unidade 0100.....	387
Tabela B.2.2. Potências energéticas úteis retiradas da Unidade 0100 (Continuação).	388
Tabela B.2.3. Potências energéticas de saída da Unidade 0100 da corrente de C8's (Costa, 2012).....	389
Tabela B.3.1. Potências energéticas de entrada nos permutadores E-0101 e E-0109.	390
Tabela B.3.2. Potências energéticas de saída dos permutadores E-0101 e E-0109; Potências relativas a perdas nos permutadores.....	391
Tabela B.3.3. Potências energéticas de entrada nos condensadores E-0103, E-0118, E-0119 e E-0120.....	392
Tabela B.3.4. Potências energéticas de saída nos condensadores E-0103, E-0118, E-0119 e E-0120.....	393
Tabela B.3.5. Potências energéticas de entrada nos aeroarrefecedores E-0105, E-0111, E-0112 e E-0115 A/B.....	394
Tabela B.3.6. Potências energéticas de saída nos aeroarrefecedores E-0105, E-0111, E-0112 e E-0115 A/B; Potência relativa a perdas nos aeroarrefecedores.....	395
Tabela B.3.7. Perdas energéticas por condução e convecção nas colunas de destilação (Costa, 2012).....	396
Tabela B.4.1. Potências energéticas de entrada e saída no permutador E-0110 da corrente de C8's.....	396
Tabela B.4.2. Potências energéticas de entrada e saída nos revaporizadores E-0104 e E-0107 A/B da corrente de C8's.....	397
Tabela B.5.1. Potências de entrada e saída na fornalha H-0101 da corrente de C9's.	398
Tabela B.6.1. Potência energética fornecida pelo vapor de média pressão.....	398
Tabela C.1.1. Potências exergéticas introduzidas na Unidade 0100 (Costa, 2012).....	400
Tabela C.2.1. Potências exergéticas úteis retiradas da Unidade 0100 (Costa, 2012).	401
Tabela C.2.2. Potência exergéticas de saída da Unidade 0100 na corrente de C8's.	402
Tabela C.3.1. Potências exergéticas de entrada nos permutadores E-0101 e E-0109.	403
Tabela C.3.2. Potências exergéticas de saída e irreversibilidades nos permutadores E-0101 e E-0109.....	404
Tabela C.3.3. Potências exergéticas de entrada nos condensadores E-0103, E-0118, E-0119 e E-0120.....	405

Tabela C.3.4. Potências energéticas de saída e irreversibilidades nos condensadores E-0103, E-0118, E-0119 e E-0120.....	406
Tabela C.3.5. Potências exergéticas de entrada nos aeroarrefecedores E-0105, E-0111, E-0112 e E-0115 A/B.....	407
Tabela C.3.6. Potências exergéticas de saída e irreversibilidades nos aeroarrefecedores E-0105, E-0111, E-0112 e E-0115 A/B.....	408
Tabela C.4.1. Potências exergéticas de entrada e saída no permutador E-0110 da corrente de C8's.....	409
Tabela C.4.2. Potências exergéticas de entrada e saída nos revaporizadores E-0104 e E-0107 A/B da corrente de C8's.....	410
Tabela C.5.1. Potências exergéticas de entrada e saída na fornalha H-0101 da corrente de C9's.....	411
Tabela C.6. 1. Potência exergética fornecida pelo vapor de média pressão.....	411
Tabela D.1.1. Balanço estequiométrico e real ao processo de combustão na fornalha H-0101.....	414
Tabela D.2.1. Coeficientes para determinação dos calores específicos do combustível gasoso (Yaws, 1999).....	415
Tabela D.2. 2. Energia e exergia de pré-aquecimento dos produtos de combustão.....	415
Tabela D.2. 3. Entalpia do caudal de fumos proveniente da fornalha H-0101.....	415
Tabela D.2. 4. Exergia do caudal de fumos proveniente da fornalha H-0101.....	416
Tabela D.2. 5. Balanço energético da fornalha H-0101.....	416
Tabela D.2. 6. Balanço exergético da fornalha H-0101.....	416
Tabela E.1. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0200 para o mês de Janeiro.....	418
Tabela E.2. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0200 para o mês de Fevereiro.....	422
Tabela E.3. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0200 para o mês de Março.....	427
Tabela E.4. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0200 para o mês de Abril.....	432
Tabela E.5. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0200 para o mês de Maio.....	437
Tabela E.6. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0200 para o mês de Junho.....	442
Tabela E.7. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0200 para o mês de Julho.....	447
Tabela F.1. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0300 para o mês de Janeiro.....	454

Tabela F.2. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0300 para o mês de Fevereiro.....	457
Tabela F.3. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0300 para o mês de Março.....	460
Tabela F.4. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0300 para o mês de Abril.....	462
Tabela F.5. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0300 para o mês de Maio.....	465
Tabela F.6. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0300 para o mês de Junho.....	467
Tabela F.7. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0300 para o mês de Julho.....	469
Tabela G.1. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0400 para o mês de Janeiro.....	472
Tabela G.2. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0400 para o mês de Fevereiro.....	475
Tabela G.3. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0400 para o mês de Março.....	478
Tabela G.4. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0400 para o mês de Abril.....	481
Tabela G.5. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0400 para o mês de Maio.....	484
Tabela G.6. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0400 para o mês de Junho.....	487
Tabela G.7. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0400 para o mês de Julho.....	490
Tabela H.1. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0500 para o mês de Janeiro.....	494
Tabela H.2. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0500 para o mês de Fevereiro.....	496
Tabela H.3. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0500 para o mês de Março.....	498
Tabela H.4. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0500 para o mês de Abril.....	500
Tabela H.5. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0500 para o mês de Maio.....	502
Tabela H.6. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0500 para o mês de Junho.....	504

Tabela H.7. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0500 para o mês de Julho.....	506
Tabela I.1. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria para consumo de utilidades na FAR, para o mês de Janeiro.....	510
Tabela I.2. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria para consumo de utilidades na FAR, para o mês de Fevereiro.....	511
Tabela I.3. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria para consumo de utilidades na FAR, para o mês de Março.....	512
Tabela I.4. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria para consumo de utilidades na FAR, para o mês de Abril.....	513
Tabela I.5. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria para consumo de utilidades na FAR, para o mês de Maio.....	514
Tabela I.6. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria para consumo de utilidades na FAR, para o mês de Junho.....	515
Tabela I.7. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria para consumo de utilidades na FAR, para o mês de Julho.....	516

Nomenclatura

Símbolo	Descrição	Unidades
A_k	Área de convecção da coluna k	m^2
$(AC)_{exc}$	Razão ar combustível com excesso de ar	
$(AC)_{exc. real}$	Razão de ar combustível real com excesso de ar	
c	Calor específico	J/(kg K); kJ/(kg K)
\bar{c}	Calor específico na base molar	J/(kmol K); kJ/(kmol K)
c^∞	Velocidade do vento	m/s
C_{ej}	Custos de exploração	€/ano
c_{lg}	Calor específico de líquido do componente no estado gasoso	J/(kg K); kJ/(kg K)
\bar{c}_{lg}	Calor específico de líquido do componente no estado gasoso em base molar	J/(kmol K); kJ/(kmol K)
c_{ll}	Calor específico de líquido do componente no estado líquido	J/(kg K); kJ/(kg K)
\bar{c}_{ll}	Calor específico de líquido do componente no estado líquido em base molar	J/(kmol K); kJ/(kmol K)
c_{p_i}	Calor específico a pressão constante do componente i	J/(kg K); kJ/(kg K)
\bar{c}_{p_i}	Calor específico a pressão constante do componente i em base molar	J/(kmol K); kJ/(kmol K)
$c_{p_{Ri}}$	Valor médio do calor específico a pressão constante para o reagente i na gama de temperaturas, T_0 a T_1	J/(kg K); kJ/(kg K)
c_{p_i}	Valor médio do calor específico a pressão constante para o reagente i na gama de temperaturas, T_0 a T_2	J/(kg K); kJ/(kg K)
D_k	Diâmetro da coluna k	m
e	Excesso de ar	

$ex_{ent.f}$	Exergia específica de entrada do vapor de média pressão na fornalha	J/kg; kJ/kg
$ex_{ent.p}$	Exergia específica de entrada nos permutadores	J/kg; kJ/kg
ex_{fge_i}	Exergia física específica de entrada do composto i no estado gasoso	J/kg; kJ/kg
ex_{fgs_i}	Exergia física específica de saída do composto i no estado gasoso	J/kg; kJ/kg
ex_{fle_i}	Exergia física específica de entrada do composto i no estado líquido	J/kg; kJ/kg
ex_{fls_i}	Exergia física específica de saída do composto i no estado líquido	J/kg; kJ/kg
$ex_{sai.p}$	Exergia específica de saída dos permutadores	J/kg; kJ/kg
$\dot{E}x$	Potência exergética	W; kW
$\dot{E}x_{ea}$	Potência exergética da corrente que fornece calor à entrada do permutador	W; kW
$\dot{E}x_{sa}$	Potência exergética da corrente que fornece calor à saída do permutador	W; kW
$\dot{E}x_a$	Potência exergética da corrente que fornece calor no permutador	W; kW
$\dot{E}x_{eb}$	Potência exergética da corrente que recebe calor à entrada do permutador	W; kW
$\dot{E}x_{sb}$	Potência exergética da corrente que recebe calor à saída do permutador	W; kW
$\dot{E}x_b$	Potência exergética da corrente que recebe calor no permutador	W; kW
$\dot{E}x_{elet}$	Potência exergética da eletricidade	W; kW
$\dot{E}x_e$	Potência exergética de entrada	W; kW
$\dot{E}x_{ent.f}$	Potência exergética do vapor injetado na fornalha	W; kW
$\dot{E}x_{func}$	Potência exergética de funcionamento da unidade	W; kW
$\dot{E}x_{g\ proc}$	Potência exergética de ganho processual	W; kW
$\dot{E}x_s$	Potência exergética de saída	W; kW
$\dot{E}x_{comb}$	Potência exergética do combustível	W; kW

$\dot{E}x_{vm.f}$	Potência exergética do vapor de média pressão na fornalha	W; kW
$\dot{E}x_{vm.p}$	Potência exergética do vapor de média pressão nos permutadores	W; kW
$\dot{E}x_{fumos}$	Potência exergética dos fumos da fornalha	W; kW
$\dot{E}x_f$	Potência exergética física	W; kW
$\dot{E}x_{fcomb}$	Potência exergética física do combustível	W; kW
$\dot{E}x_{f\ fumos}$	Potência exergética física dos fumos da fornalha	W; kW
$\dot{E}x_{H2O.ar}$	Potência exergética da água existente no ar	W; kW
$\dot{E}x_q$	Potência exergética química	W; kW
$\dot{E}x_{qFG}$	Potência exergética química do fuel-gás	W; kW
$\dot{E}x_{qFO}$	Potência exergética química do fuelóleo	W; kW
$\dot{E}x_{qfumos}$	Potência exergética química dos fumos da fornalha	W; kW
$\dot{E}x_{vm.t}$	Potência exergética total do vapor de média pressão	W; kW
$\dot{E}x_t$	Potência exergética total introduzida na unidade	W; kW
$\dot{E}x_{\acute{u}til}$	Potência exergética útil da unidade	W; kW
\dot{F}_{comb}	Potência química do combustível	W; kW
$\dot{F}_{comb.f}$	Potência química final do combustível	W; kW
$\dot{F}_{comb.t}$	Potência total do combustível	W; kW
F_{FG}	Potência química do fuel-gás	W; kW
\dot{F}_{FO}	Potência química do fuelóleo	W; kW
h	Entalpia específica	J/kg; kJ/kg
h_{f01}	Entalpia de formação à temperatura de referência (25°C)	J/kg; kJ/kg
$h^0_{f.Ri}$	Entalpia de formação do reagente i	J/kg; kJ/kg
$h^0_{f.Pi}$	Entalpia de formação do produto i	J/kg; kJ/kg
h_g	Entalpia específica da corrente no estado gasoso	J/kg; kJ/kg
h_l	Entalpia específica da corrente no estado líquido	J/kg; kJ/kg
$h_{ent.f}$	Entalpia específica de entrada na fornalha do vapor de média pressão	J/kg; kJ/kg
$h_{ent.p}$	Entalpia específica de entrada nos permutadores do vapor de média pressão	J/kg; kJ/kg

$h_{sai.p}$	Entalpia específica de saída nos permutadores do vapor de média pressão	J/kg; kJ/kg
$h_{sai.vsp}$	Entalpia específica de saída nos permutadores do vapor de alta pressão	J/kg; kJ/kg
h_{ge_i}	Entalpia específica no estado gasoso de entrada no volume de controlo do composto i	J/kg; kJ/kg
h_{gs_i}	Entalpia específica no estado gasoso de saída do volume de controlo do composto i	J/kg; kJ/kg
h_{le_i}	Entalpia específica no estado líquido de entrada no volume de controlo do composto i	J/kg; kJ/kg
H_{P0}	Entalpia dos produtos no estado padrão para os cálculos termoquímicos	J/kg; kJ/kg
H_{P2}	Entalpia dos produtos à saída do reator	J/kg; kJ/kg
H_{R0}	Entalpia dos reagentes no estado padrão para os cálculos termoquímicos	J/kg; kJ/kg
H_{R1}	Entalpia dos reagentes à entrada do reator	J/kg; kJ/kg
$\dot{H}_{reformado}$	Potência entálpica do reformado	W; kW
\dot{H}_{ea}	Potência entálpica da corrente que fornece energia à entrada do permutador	W; kW
\dot{H}_{sa}	Potência entálpica da corrente que fornece energia à saída do permutador	W; kW
\dot{H}_a	Potência entálpica da corrente que fornece energia no permutador	W; kW
\dot{H}_{eb}	Potência entálpica da corrente que recebe energia à entrada do permutador	W; kW
\dot{H}_{sb}	Potência entálpica da corrente que recebe energia à saída do permutador	W; kW
\dot{H}_b	Potência entálpica da corrente que recebe energia no permutador	W; kW
\dot{H}_e	Potência entálpica de entrada no volume de controlo	W; kW
\dot{H}_f	Potência entálpica de formação equivalente da corrente	W; kW
\dot{H}_{fe}	Potência entálpica de formação equivalente da corrente à entrada do volume de controlo	W; kW

\dot{H}_{fs}	Potência entálpica de formação equivalente da corrente à saída do volume de controlo	W; kW
\dot{H}^0	Potência entálpica do estado de referência	W; kW
\dot{H}_{FG}	Potência entálpica do fuel-gás	W; kW
\dot{H}_{FO}	Potência entálpica do fuelóleo	W; kW
$\dot{H}_{vm.f}$	Potência entálpica do vapor de média pressão	W; kW
$\dot{H}_{vm.p}$	Potência entálpica do vapor de média pressão dos permutadores	W; kW
\dot{H}_{fms}	Potência entálpica dos fumos da fornalha	W; kW
$\dot{H}_{comb.f}$	Potência entálpica final do combustível	W; kW
\dot{H}	Potência entálpica inicial	W; kW
$\dot{H}_{vm.t}$	Potência entálpica total do vapor de média pressão	W; kW
\dot{I}	Potência relativa a irreversibilidades	W; kW
\dot{I}_p	Potência relativa a irreversibilidades nos equipamentos permutadores de calor	W; kW
It	Investimento total	€
L_k	Altura da coluna k	M
\dot{m}_{ar}	Caudal mássico de ar	kg/s
\dot{m}_{cg}	Caudal mássico de combustível gasoso	kg/s
\dot{m}_{cl}	Caudal mássico de combustível líquido	kg/s
\dot{m}_{e_i}	Caudal mássico de entrada da corrente i	kg/s
\dot{m}_{comb}	Caudal mássico de combustível	kg/s
\dot{m}_f	Caudal mássico do fluido	kg/s
\dot{m}_{fms}	Caudal mássico de fumos da fornalha	kg/s
\dot{m}_{FG}	Caudal mássico de fuel-gás	kg/s
\dot{m}_{FO}	Caudal mássico de fuelóleo	kg/s
$\dot{m}_{H_2O\ ar}$	Caudal mássico de água no ar	kg/s
\dot{m}_i	Caudal mássico da corrente i	kg/s
\dot{m}_{s_i}	Caudal mássico de saída da corrente i	kg/s
$\dot{m}_{vm.f}$	Caudal mássico do vapor de média pressão	kg/s
$\dot{m}_{vm.p}$	Caudal mássico do vapor de média pressão dos permutadores	kg/s
M_{gi}	Massa molar do composto i do combustível	kg/kmol; g/mol

\overline{Nu}_{Dk}	Número de Nusselt para a coluna k	
P_0	Pressão do estado de referência	Pa; kPa
P_a	Pressão parcial do fluido no estado de referência	kPa
P_{ai}	Pressão parcial do composto i no estado ambiente	kPa
$P.C.I._{comb}$	Poder calorífico inferior de combustível	J/kg; kJ/kg
$P.C.I._{FG}$	Poder calorífico do fuel-gás	J/kg; kJ/kg
$P.C.I._{FO}$	Poder calorífico do fuelóleo	J/kg; kJ/kg
$P.C.I._{FG}$	Poder calorífico inferior do fuel-gás	J/kg; kJ/kg
$P.C.I._{FO}$	Poder calorífico inferior do fuelóleo	J/kg; kJ/kg
P_{comb}	Pressão de fornecimento do combustível	Pa; kPa
$\dot{P}_{eletent}$	Potência elétrica fornecida à unidade	W; kW
P_f	Pressão do fluido	Pa; kPa
\dot{P}_{func}	Potência de funcionamento	W; kW
$P\&ID$	Diagrama de processos e instrumentação	
$\dot{P}_{g\ proc}$	Potência de ganho processual	W; kW
Pr	Número de Prandtl	
PRI	Período de retorno de investimento	Anos
\dot{P}_{tf}	Potência total introduzida na unidade	W; kW
$\dot{P}_{útil}$	Potência útil na unidade	W; kW
P_{vap}	Pressão de vaporização	Pa; kPa
Q	Calor trocado com o exterior do reator	J; kJ
\dot{Q}	Potência calorífica	W; kW
\dot{Q}_{convk}	Potência calorífica de convecção	W; kW
\dot{Q}_p	Potência calorífica de perdas	W; kW
\dot{Q}_{rad}	Potência calorífica de radiação	W; kW
$\dot{Q}_{rad+conv}$	Potência calorífica de convecção e radiação	W; kW
r	Taxa de atualização	-; %
Re_{Dk}	Número de Reynolds da coluna k	
R_i	Constante de gás perfeito do composto i	J/(kg K); kJ/(kg K)
\bar{R}	Constante universal de gás perfeito	J/(kg K); kJ/(kg K)
R_j	Receita bruta	€/ano
R_l	Receita líquida	€/ano

\dot{S}	Potência entrópica inicial	W/K; kW/K
\dot{S}^0	Potência entrópica do estado de referência	W/K; kW/K
s_g	Entropia específica da corrente no estado gasoso	J/(kg K); kJ/(kg K)
s_{gei}	Entropia específica de entrada da corrente no estado gasoso	J/(kg K); kJ/(kg K)
s_{gsi}	Entropia específica de saída da corrente no estado gasoso	J/(kg K); kJ/(kg K)
s_l	Entropia específica da corrente no estado líquido	J/(kg K); kJ/(kg K)
s_{lei}	Entropia específica de entrada da corrente no estado líquido	J/(kg K); kJ/(kg K)
T_0	Temperatura de referência termoquímica	°C; K
T_a	Temperatura ambiente	°C; K
T_c	Temperatura do ponto crítico	°C; K
T_{comb}	Temperatura do combustível	°C; K
T_e	Temperatura de entrada da corrente do volume de controlo	°C; K
T_{eb}	Temperatura de ebulição	°C; K
T_f	Temperatura do fluido	°C; K
T_{filme}	Temperatura de filme	°C; K
T_{fms}	Temperatura dos fumos da fornalha	°C; K
T_{FG}	Temperatura do fuel-gás	°C; K
T_{FO}	Temperatura do fuelóleo	°C; K
$T_{med_{fms}}$	Temperatura média dos fumos da fornalha	°C; K
$T_{med.lg}$	Temperatura média de líquido do composto no estado gasoso	°C; K
$T_{med.ll}$	Temperatura média de líquido do composto no estado líquido	°C; K
$T_{med.vg}$	Temperatura média de vapor do composto no estado gasoso	°C; K
T_{pk}	Temperatura de parede da coluna k	°C; K
T_r	Temperatura reduzida	°C; K
T_s	Temperatura de saída da corrente do volume de controlo	°C; K
u	Energia interna específica	J/kg; kJ/kg

\dot{U}	Potência da energia interna do sistema	W; kW
x_i	Fração molar da corrente i	
x_{gi}	Fração molar do composto i numa mistura gasosa	
y_{gi}	Fração mássica de gás do composto i numa mistura líquida	
y_{li}	Fração mássica de líquido do composto i numa mistura líquida	
y_i	Fração mássica	
y_j	Fração mássica de metais j	
y_j	Fração mássica de metais j	

Nomenclatura grega

Símbolo	Descrição	Unidades
α_k	Coeficiente de convecção forçada da coluna k	W/(m ² K)
β_i	Coeficiente de correção da exergia química do composto i	
β_{FG}	Coeficiente de correção da exergia química do fuel-gás	
β_{FO}	Coeficiente de correção da exergia química do fuelóleo	
ε	Emissividade	
ε^0	Exergia química específica padrão	J/mol; kJ/kmol
$\bar{\varepsilon}_{ai}$	Exergia química específica padrão do componente i	J/mol; kJ/kmol
ε^{Ofms}	Exergia química padrão dos fumos da fornalha	J/mol; kJ/kmol
ε^{0FG}	Exergia química padrão específica do fuel-gás	J/mol; kJ/kmol
ε^{0FO}	Exergia química padrão específica do fuelóleo	J/mol; kJ/kmol
γ_i	Coeficiente de atividade do composto	
Δh_0	Entalpia do combustão a T_0 e P_0 .	J/(kg K); kJ/(kg K)
Δs_{vap}	Entropia específica de vaporização da corrente	J/(kg K); kJ/(kg K)
Δh_{vap}	Entalpia específica de vaporização	J/kg; kJ/kg
$\bar{\Delta h}_{vap}$	Entalpia específica de vaporização em base molar	J/kmol; kJ/kmol
λ_k	Condutibilidade térmica do ar na coluna k	W/(m K)
η	Rendimento energético	-; %
η_{ex}	Rendimento exérgico	-; %
σ	Constante de Stefan Boltzmann	W/(m ² K ⁴)
ν	Viscosidade dinâmica	Pa s; N s/m ²
ν_{ar}	Viscosidade cinemática do ar	m ² /s

1.Introdução

1.1. Objetivos do trabalho

Este trabalho propõe a aplicação de uma metodologia de avaliação do desempenho através do emprego de análises energéticas e exergéticas à Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos. Como resultado dessa avaliação, obtiveram-se as taxas de consumo e de perdas de energia, assim como as taxas de consumo e de destruição de exergia. Com estas taxas, foi possível analisar o desempenho energético e exergético de cada processo e equipamento da Fábrica de Aromáticos e indicar os que merecem uma análise cuidada de forma a melhorar a sua eficiência.

A fase final deste trabalho tem ainda como objetivo propor algumas soluções para a melhoria do desempenho energético das unidades, sugerindo-se atuações ou adaptações em equipamentos e processos de modo a melhorar o respetivo desempenho energético.

1.2. Estrutura da dissertação

A dissertação encontra-se dividida e organizada da seguinte forma:

- Revisão bibliográfica do estado de arte das auditorias energéticas e exergéticas;
- Descrição da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos;
- Descrição dos fundamentos termodinâmicos e termoquímicos para a realização de balanços energéticos;
- Descrição dos fundamentos termodinâmicos e termoquímicos para a realização de balanços exergéticos;
- Explicação dos formulários para o cálculo de balanços energéticos e exergéticos;
- Validação dos formulários com a análise energética e exergética da Un-0100 e comparação dos resultados com os obtidos por Costa (2012);
- Descrição da Un-0200, análise energética e exergética e discussão de resultados;
- Descrição das Un-0300/400, análise energética e exergética e discussão de resultados;
- Descrição da Un-0500, análise energética e exergética e discussão de resultados;
- Análise global da Fábrica de Aromáticos
- Apresentação e estudo de possíveis soluções de melhoria a realizar na Fábrica de Aromáticos;
- Conclusões;
- Anexos, que incluem tabelas com todos os dados necessários aos cálculos realizados.

1.3. Considerações gerais sobre o investimento em desenvolvimento científico e tecnológico na indústria petroquímica

As crises energéticas levam à reflexão sobre o futuro das unidades industriais químicas e petroquímicas. A necessidade de obtenção de produtos com padrões de qualidade cada vez mais rigorosos, assim como a redução dos impactos ambientais, que implicam uma utilização eficiente das correntes de utilidades e de processo, são exigências com que as atuais refinarias se deparam e que evidenciam um potencial para melhorias nos processos ou projetos de novas unidades de produção.

A otimização de processos surge como ferramenta fundamental para manter a competitividade das unidades em funcionamento. Tanto para o projeto, como para a melhoria de processos já existentes, a utilização eficiente de energia torna os produtos mais competitivos no mercado e com maiores margens de lucro para as empresas.

Em 2004, a produção de petroquímicos básicos correspondeu, a nível mundial, a mais de 3 EJ de consumo de energia primária (devido à combustão de combustíveis fósseis, excluindo obviamente o conteúdo energético dos produtos de base petroquímica) e cerca de 200 milhões de toneladas de emissões de CO₂ equivalente de gases de efeito de estufa (IEA, 2007). Este consumo de energia primária para a produção de petroquímicos pode ser traduzido para um custo de energia de combustível de cerca de 10 mil milhões (10¹⁰) de dólares (\$ EUA em 2000). A redução do consumo de combustíveis e por via direta de emissões de CO₂ na produção de petroquímicos, poderiam ter ajudado a atingir as metas de emissões para 2012, definidas pelo Protocolo de Quioto, bem como contribuir para a atenuação das alterações climáticas a longo prazo.

Neste sentido, é de fundamental importância a melhoria do rendimento energético, através da inovação dos processos na indústria petroquímica (Ren, 2009). Para além dos benefícios ambientais atrás referidos, as técnicas de racionalização de energia permitem alcançar uma vantagem estratégica e competitiva no mercado (Santana, 2004).

A maioria dos trabalhos sobre inovação na indústria petroquímica tem uma perspetiva economicista. Stobaugh (1998) argumentou que o aumento da concorrência na indústria petroquímica tem impulsionado a inovação, como no caso do metanol. O Community Innovation Survey I (CIS I) (1996) concluiu que a liderança de custo e factores financeiros foram as principais preocupações para as inovações na década de 1990 (Albach *et al.*, 1996).

Embora estes estudos tenham uma perspetiva economicista, há também publicações a abordar a inovação no sector da indústria petroquímica a partir de uma ótica ambiental. Esses estudos sugerem que a melhoria do rendimento energético (por exemplo, integração térmica avançada e cogeração) e a utilização de matérias-primas derivadas da biomassa, estão entre as questões mais promissoras em termos de inovação em matéria ambiental e energética (Dijkema, 2004; Korevaar, 2004; Patel *et al.*, 2005).

Contudo, devido às recorrentes condições económicas desfavoráveis (ou seja, baixas margens de lucro e perspetivas de mercado incerto), as empresas do sector petroquímico têm sido relutantes em investir no desenvolvimento de novos processos. Para muitas empresas, o sector petroquímico tornou-se menos rentável devido à globalização do mercado. Durante os anos 1970s-80s, a oferta e a procura de produtos petroquímicos tornaram-se cada vez mais globalizadas, uma vez que emergiram novos intervenientes no Médio Oriente e Ásia. Estes novos intervenientes têm demonstrado as suas fortes vantagens através de baixos custos da energia e, por consequência, o seu rápido crescimento no mercado (5-10 % anualmente). Como resultado, a média das margens de lucro das grandes empresas caiu 2 % ao ano entre 1986 e 1996 (Rothel *et al.*, 2001; Pettman, 2002; EIA, 2004).

Por outro lado, nos países industrializados, a procura de produtos químicos cresceu lentamente na década de 1990, em cerca de 2 % ao ano, tendo provocado receio no que diz respeito ao excesso de capacidade instalada. Este excesso (cerca de 10-15 % da procura) e baixas taxas de operação (inferiores a 90 %), têm ameaçado constantemente a rentabilidade das instalações existentes (Nakamura, 2002). Segundo Madden (2005), 95 % do fracasso da inovação é devido ao excesso de capacidade e às perdas a ele relacionadas. Assim, mesmo quando é necessária uma nova capacidade para atender a procura crescente, os processos antigos ainda são preferidos, pois investir no descongestionamento de processos existentes geralmente requer menos capital (Ren, 2009). Além disso, as flutuações dos preços no passado e as perspetivas desfavoráveis de procura do mercado preocupam muitas empresas (Arbogast, 2005), as quais têm demonstrado uma aversão ao risco de investir em novos processos (Smedt, 2006). Assim, as condições económicas desfavoráveis na indústria petroquímica são, por estranho que possa parecer, uma barreira para o desenvolvimento de novos processos.

Uma segunda barreira à inovação de novos processos está associada ao facto de as ferramentas convencionais de simulação de processos e tomada de decisões serem encaradas pelos produtores e empresas de engenharia como insuficientes para lidar com as elevadas incertezas inerentes ao desenvolvimento a longo prazo de novos processos.

A Technip controla cerca de 70 % do mercado das ferramentas de simulação do *steam-cracking* e a Aspen TECH tem 80 % do mercado de programas de simulação dos fluxogramas para o processamento em contínuo. Estas ferramentas convencionais de simulação de processos, embora altamente otimizadas, podem não ser adequadas para simularem com total fiabilidade novos processos, tais como os catalíticos (Van Steen, 2006; Ren, 2009). Existem problemas semelhantes de falta de rigor das simulações, no que concerne às ferramentas convencionais de tomada de decisão para análise económica.

Uma terceira barreira significativa é a preocupação com a mão de obra. Isto tem sido observado em outras indústrias, mas é especialmente significativo na indústria petroquímica porque a investigação e desenvolvimento (I&D) em processos requerem uma grande quantidade de tempo e capital humano (Ren, 2009), o que é encarado por muitos gestores como um “entrave” ao bom funcionamento das organizações.

As barreiras e os incentivos para melhorar os processos existentes têm sido muito diferentes das barreiras e incentivos para o desenvolvimento de novos processos. Por exemplo, as reduções dos custos de energia são um incentivo para a melhoria dos processos existentes, mas não para o desenvolvimento de novos processos (Ren, 2009). No caso de melhoria de processos existentes, a incerteza sobre a relação de retorno/risco é muitas vezes baixa porque grande parte do conhecimento necessário sobre os três componentes desta relação (retorno, custos de oportunidade e variabilidade dos concorrentes), já existe, como seguidamente se expõe.

Em primeiro lugar, o retorno obtido ao adotar tecnologias conhecidas para a melhoria dos processos existentes é bastante conhecido através de *benchmarking* do ramo petroquímico. A maioria desses dados técnicos e económicos têm sido devidamente testados e aprovados, através de várias escalas de comercialização e portanto, podem ser usados para calcular o retorno potencial.

Em segundo lugar, os custos de oportunidade também podem ser encarados sem margem de erro considerável, ao longo dos próximos anos. Melhorar processos existentes, normalmente, requer um período de retorno de menos de um ano, ou, na pior das hipóteses, de alguns anos, pelo que os juros de um investimento livre de risco cobrindo esta escala de tempo são bastante conhecidos.

Em terceiro lugar, a variabilidade dos concorrentes é insignificante nesse caso. Os *revamps* são prática comum e os custos envolvidos nestas intervenções são semelhantes para cada unidade existente. Os riscos de ficar para trás em relação aos concorrentes podem ser encarados como sendo compartilhados ou distribuídos igualmente entre os concorrentes.

Essa baixa variabilidade (denominador) conduz a elevados rácios de retorno/risco (Ren, 2009). Em contraste, a relação retorno/risco é muitas vezes baixa no caso de desenvolvimento de novos processos, pois neste caso muito do conhecimento sobre esta relação não existe ou ainda está a ser desenvolvido (Ren, 2009). O retorno de desenvolvimento de novos processos é muito mais difícil de avaliar do que no caso da melhoria de processos existentes.

Por outro lado, devido ao longo período de tempo necessário para o desenvolvimento de novos processos, têm que ser estimados os custos de oportunidade ou taxas de juro de longo prazo. Além disso, a variabilidade dos concorrentes é alta e a situação do mercado é complexa devido à globalização da indústria petroquímica. Durante cerca de duas décadas não houve incentivos capazes de estimular o desenvolvimento de novos processos face aos baixos custos do petróleo no Médio Oriente (Ren, 2009). Atualmente, com as subidas que ocorreram a partir de 2008, verifica-se uma inversão, pelo que se torna interessante desenvolver novos processos capazes de processar para além do petróleo, outro tipo de matérias-primas, nomeadamente de fonte renovável.

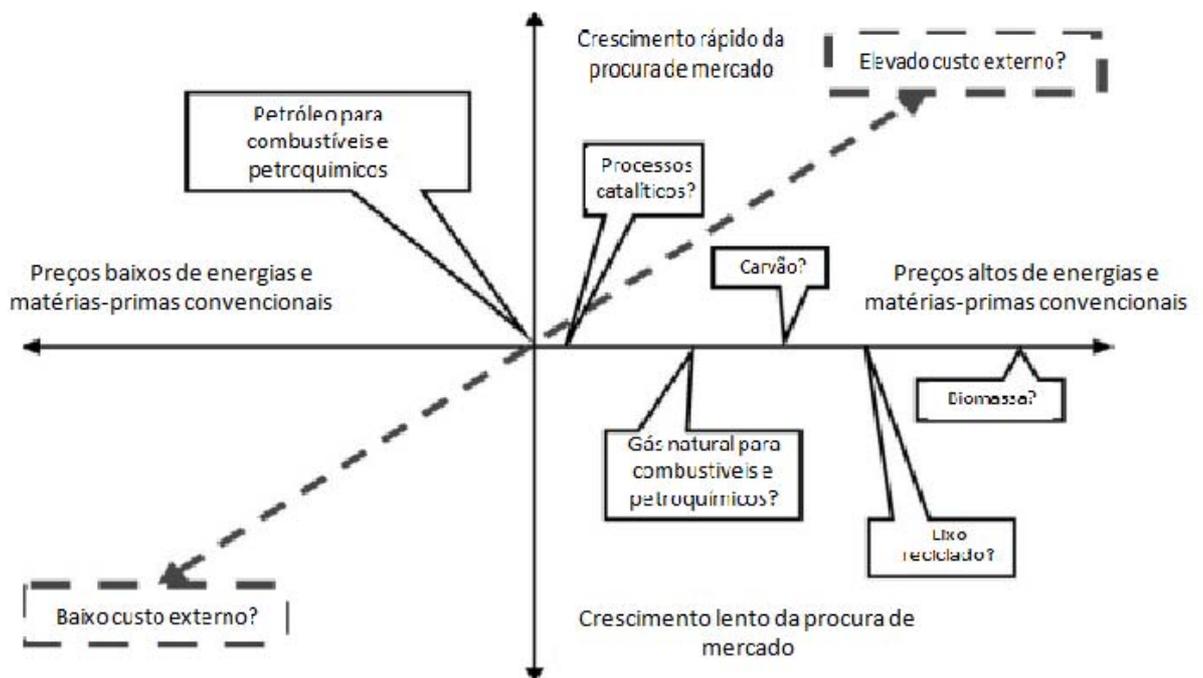


Figura 1. Planeamento estratégico numa indústria petroquímica (Ren, 2009).

Ren (2009) propôs três pontos de reflexão para futuros investigadores e empresários, no que toca à eficiência energética e à inovação estratégica. Primeiro, a poupança de energia na produção de petroquímicos básicos é possível (Figura 1). Contudo, a eficiência energética em processos que utilizam energia primária tem uma importância relativamente baixa para a inovação em processos químicos. De facto, atualmente, a inovação debruça-se preferencialmente em processos que utilizam fontes alternativas de energia, que são de importância estratégica para as empresas. Embora continuando a enfatizar a melhoria do rendimento energético nos processos existentes, as políticas devem ser adotadas para assegurar fontes de energia alternativas, principalmente a biomassa, que também permite uma utilização ambientalmente amigável.

Em segundo lugar, embora a maioria dos novos processos não leve necessariamente à poupança de energia, oferecem oportunidades de redução de emissões de CO₂ ou dos custos de produção de produtos petroquímicos (ou ambos). Portanto, as inovações tecnológicas que estão atualmente em fase de I&D, como as rotas de produção a partir da biomassa ou rotas com base no carvão com captura e sequestro de CO₂, devem ser encaradas como oportunidades potencialmente rentáveis para evitar a mudança climática e diminuir a procura de petróleo. Os governos deveriam patrocinar e coordenar estas parcerias de I&D para acumular conhecimento sobre as relações de retorno/risco de tais inovações, especialmente em relação à utilização da biomassa e da energia solar.

Em terceiro lugar, uma vez que as políticas relacionadas com as mudanças climáticas só entraram em vigor recentemente, os custos externos (os custos relacionados com as emissões de CO₂ e as mudanças climáticas), não têm sido, até agora, um forte incentivo à inovação estratégica na produção de petroquímicos básicos. Tais custos estão ainda ausentes do planeamento de cenários estratégicos em muitas grandes empresas químicas, que estão mais focadas na procura de mercado e nos preços da energia. Muitas oportunidades de negócios, estimuladas pelo comércio de emissões de CO₂ e regulamentação dos biocombustíveis, foram já demonstradas. Portanto, os governos devem desenvolver uma política de incentivos para facilitar a exploração destas oportunidades de negócios, enquanto as empresas devem considerar contemplar os custos externos para o planeamento de cenários (Ren, 2009).

Atualmente a indústria petroquímica está a começar a recuperar da crise financeira e da conjuntura recessiva dos últimos anos e as tendências de evolução dos mercados globais de produtos petroquímicos sofreram alguns ajustes em termos de prazos de implantação de novas unidades.

No entanto, a prazos maiores, as perspectivas de excesso de oferta de produtos continuam a representar um grande desafio para todo o segmento petroquímico (Seidl, 2010), obrigando as empresas petroquímicas a adaptarem-se a essa realidade através do desenvolvimento de processos.

Em sintonia com o que foi referido anteriormente, no que toca a novos desafios da indústria petroquímica, a consolidação do parque empresarial de algumas indústrias petrolíferas brasileiras, tais como a Petrobrás e Braskem, proporciona novas oportunidades de integração de cadeias produtivas e otimização de escalas além de abrir perspectivas de penetração em mercados ainda pouco explorados. Os investimentos dessas empresas em inovação tecnológica começam a apresentar resultados preliminares bastante promissores, podendo gerar oportunidades para agregar novas matérias-primas, como petróleos pesados, etanol e óleos vegetais, às cadeias produtivas atualmente em uso. Ao mesmo tempo, a possibilidade de variar a composição de correntes a partir de modificações nos processos de conversão, aumenta a capacidade de resposta dos empreendimentos a flutuações em mercados e à introdução de legislação ambiental mais rigorosa (Seidl, 2010).

As medidas desenvolvidas pela indústria petroquímica brasileira vão de encontro às propostas definidas por Gielen *et al.* (2002), para a indústria petroquímica japonesa. A eficiência energética na indústria japonesa é uma das mais altas do mundo. Como consequência, a redução das emissões de CO₂ é considerada difícil e onerosa. Neste sentido, os autores sugeriram um grande número de opções para redução de emissões na indústria petroquímica japonesa, tais como a introdução de fontes de biomassa, a introdução de novos processos de produção de catalisador, e mudanças na gestão dos resíduos. De acordo com estes autores, as emissões de Gases de Efeito de Estufa (GEE) japonesas podem ser reduzidas em 7,7 %, se for aplicado o melhor conjunto de opções de mitigação de emissões.

Ren e Patel (2009) estudaram o retorno de investimentos em inovação tecnológica na área petroquímica. Estes investigadores compararam o consumo energético da produção de produtos petroquímicos através da rota convencional, com processos que utilizavam como fonte de energia primária, o carvão e a biomassa. Concluíram que o processo convencional consome menos energia (cerca de 60 GJ/t de produtos petroquímicos de alto valor, da qual 50 GJ é o poder calorífico destes mesmos produtos petroquímicos), enquanto as rotas que utilizam metano são 30 % superiores em consumo e as rotas que utilizam o carvão e a biomassa são cerca de 60-150 % superiores. No entanto, as emissões totais de CO₂ da rota convencional foram superiores às emissões provenientes da rota que recorreu à biomassa.

Cerca de 60 milhões de toneladas de redução de emissões (4,9 %) podem ser alcançadas através de mudanças por parte do fornecimento (matérias-primas) enquanto 35 milhões de toneladas (2,8 %) podem ser atingidas através de alterações na gestão de resíduos. Enquanto as mudanças na gestão de resíduos foram parcialmente implementadas até 2010, a introdução da biomassa como matéria-prima requer uma maior margem de tempo. Cerca de metade da redução das emissões é rentável, mas vai exigir um maior desenvolvimento tecnológico. A outra metade pode ser alcançada com um nível de custo de 10.000 ienes/t CO₂ (US \$ 80/t CO₂).

Como conclusão, pode-se dizer que as transformações identificadas no mercado mundial de petroquímicos e no ambiente externo, relacionadas com a entrada do Médio Oriente como produtor de baixo custo, com os preços elevados dos hidrocarbonetos e com as questões ambientais, deverão causar mudanças substanciais na indústria petroquímica em todo o mundo, a curto prazo. A sobrevivência e prosperidade deste sector dependerão da sua adaptação ao novo cenário e da sua competitividade, que passa certamente pelos seguintes fatores: acesso a fontes de matéria-prima competitivas, escala, rendimento energético, tecnologia, logística, acesso a mercados consumidores, baixos custos de investimento e qualidade de gestão.

Neste sentido, o presente trabalho visa analisar o rendimento energético e exergético da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos, de forma a desencadear propostas de ações de melhoria do desempenho energético da mesma, com a consequente redução de custos operacionais e aumento de competitividade no mercado internacional.

1.4. A energia na indústria petroquímica

Um dos maiores desafios para a humanidade durante o Século XXI é o de encontrar caminhos para aumentar a oferta de energia de elevada exergia, reduzindo os efeitos climáticos. No caso das refinarias de petróleo, este desafio torna-se ainda maior porque é necessário também investir em unidades para melhorar a qualidade dos produtos. Estes investimentos provocam, frequentemente, um aumento da emissão de Gases de Efeito de Estufa (GEE), sem necessariamente aumentarem a produção. Um dos caminhos para reduzir este aumento é otimizar os processos e obter um maior rendimento energético. O aumento da concorrência entre as refinarias de petróleo do mundo, o que resulta num menor número de instalações, mas de maior dimensão, exige uma clara compreensão da economia e dos fundamentos e características tecnológicas a elas associadas (Ocic, 2005).

De acordo com a sua função no sistema energético nacional, a indústria petrolífera participa ativamente na consecução dos objetivos da política energética e da economia a todos os níveis de uma sociedade. Em muitas economias, hoje em dia, os derivados de petróleo participam em mais de um terço do consumo de energia total, o que demonstra que o petróleo e seus derivados se encontram entre os principais pilares de qualquer indústria nacional, apesar de todos os esforços para limitar a sua aplicação para uso térmico, tendo em conta a necessidade de limitar a importação de petróleo bruto (Ocic, 2005).

Assim, a indústria petrolífera, devido ao seu impacto e importância na sociedade, deve processar o petróleo tendo em conta vectores de racionalização económica e ambiental. O mero facto das refinarias de petróleo, na sua maioria, utilizarem a energia que produzem, não as isenta da obrigação de a consumirem de forma racional. Racionalizar o consumo de derivados de petróleo deve começar na própria fonte, no processo de produção dos derivados e deve-se manifestar numa redução do consumo interno da energia das refinarias (Ocic, 2005).

A quantidade de energia poupada pelo conversor de energia terá um grande impacto na redução do consumo de energia primária, na medida que maximiza a quantidade de energia secundária produzida e conseqüentemente minimiza as emissões de gases de efeitos de estufa e de outros poluentes.

1.5. A importância da energia para o processamento de petróleo em refinarias petroquímicas

Nas refinarias de petróleo utiliza-se uma grande quantidade de energia para o seu processamento. As refinarias podem garantir todos os serviços necessários para o seu funcionamento através de transformações mais ou menos complexas da energia, utilizando uma parte dos produtos obtidos pelo processamento de petróleo. Portanto, o petróleo para as refinarias não só representa uma matéria-prima, como também, a principal fonte de energia, necessária para o processamento do petróleo bruto. Por outro lado, este facto assegura que o nível de consumo energético possa ser representado por um indicador especial, que não é mais que a quantidade de petróleo necessária à refinaria, para cobrir as suas necessidades energéticas para processamento do petróleo bruto. Essa parte proporcional na quantidade total de petróleo processado, referente ao consumo de petróleo bruto para produção de energia, é geralmente observada como um indicador do bom ou mau desempenho energético da refinaria. Atualmente, nas refinarias de petróleo, a participação de petróleo bruto utilizado para produção de energia está entre 4 % e 8 %, dependendo do nível de complexidade das refinarias (Ocic, 2005).

As necessidades energéticas de uma refinaria aumentam com a sua complexidade e expressam-se da seguinte forma:

- Como razão percentual entre o consumo energético e a quantidade total de petróleo processado ou;
- Como um consumo específico de energia por tonelada de petróleo bruto processado ou por tonelada de produtos produzidos nas refinarias.

A dependência entre o consumo específico de energia e o nível de complexidade das refinarias de petróleo é evidenciada na Figura 2, tendo 28 refinarias americanas como exemplo. Pode ver-se claramente que o nível de requisitos de energia aumenta com o nível de complexidade e que as refinarias com o mesmo nível de complexidade podem ter um baixo e um alto nível de rendimento energético. A diferença entre refinarias energeticamente eficientes (linha b) e refinarias ineficientes (linha a), é uma indicação clara das vantagens da racionalização do consumo de energia nas refinarias.

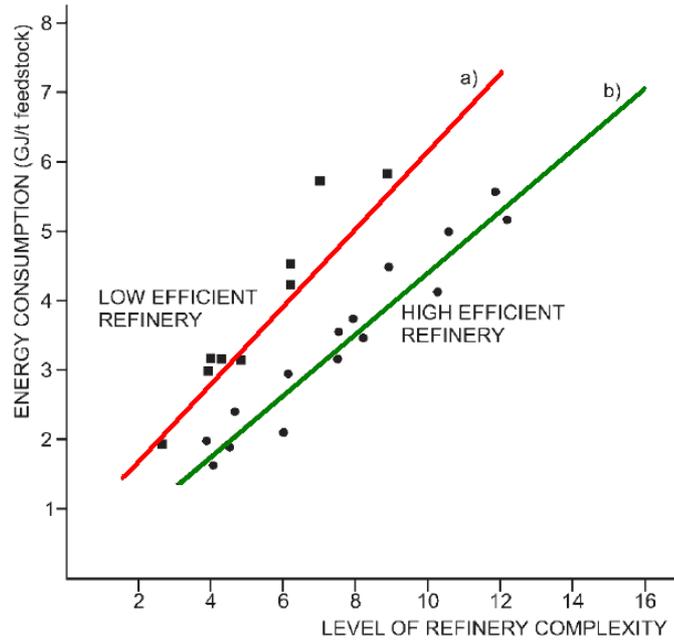


Figura 2. Dependência do consumo de energia específica, no nível de complexidade e eficiência tendo em conta como exemplo 28 refinarias americanas (Ocic, 2005).

Por seu lado, o aumento da eficiência energética das refinarias reflete-se no aumento da quantidade de petróleo processado, bem como na produção de produtos de maior qualidade. Lima e Schaeffer (2011), demonstraram através do estudo de um caso de uma refinaria brasileira, que o aumento da eficiência energética em processos numa refinaria, bem como o aumento da sua complexidade, reduziram o consumo de energia para a produção de produtos de elevado valor acrescentado, tais como a gasolina, gásóleo e jet fuel.

As refinarias ineficientes podem diminuir o seu consumo de energia em cerca de 20-30 %, mediante o uso de soluções tecnológicas e energéticas mais eficientes. Esta percentagem é significativa, considerando a cota dos custos energéticos nos custos totais de processamento de petróleo bruto, uma vez que uma refinaria cuja cota de petróleo seja de 5 % para consumo próprio de energia, tem de operar 16 dias por ano para satisfazer as suas necessidades energéticas (Ocic, 2005).

Existe um grande potencial de racionalização do consumo de energia porque as refinarias existentes foram construídas na época em que a energia era barata, pelo que os investidores não prestaram atenção aos custos de energia. Desta feita, muitas companhias petrolíferas levaram a cabo programas de racionalização energética na década de 1970, que consistiram nas seguintes ações:

- Monitorização contínua dos custos de energia;
- Identificação dos pontos de consumo irracional de energia e elaboração de projetos de poupança de energia;
- Modernização dos equipamentos e introdução de gestão computacional dos processos;
- Reconstrução dos equipamentos existentes e intensificação do processo de manutenção;
- Formação profissional contínua dos operadores e aumento da motivação e responsabilidades dos colaboradores;
- Melhoria da gestão de processos e a participação direta na racionalização dos consumos de energia.

Os primeiros resultados destes programas de conservação de energia foram obtidos na década de 70: os custos de energia reduziram-se em 7,8 % em 1974 e em 8,9 % em 1975, em comparação a 1972, quando o programa de racionalização de energia foi levado a cabo (Ocic, 2005). É de referir que a quantidade de utilidades gastas por processo, assim como algumas perdas processuais, é baseada em valores medidos nas refinarias do Sudeste da Europa. Os valores médios de referência para comparar o consumo energético de uma refinaria típica, foram obtidos a partir da média dos valores típicos do consumo energético nas refinarias europeias (Ocic, 2005).

Nas últimas décadas tem-se verificado uma evolução acentuada da indústria petroquímica, estimulada pelo aumento da procura de produtos de elevado valor acrescentado. Este fator, associado à necessidade de responder a um mercado global cada vez mais competitivo e à obrigação de corresponder ao cumprimento da legislação ambiental, aumentou a preocupação, por parte da indústria petroquímica, com o aumento da sua eficiência energética (Speight, 2011).

1.6. Métodos de análise de sistemas energéticos e sua importância

Desde o início da década de 1970, tem sido dada especial atenção, por parte dos engenheiros, à conservação da energia (Wang *et al.*, 2011). As indústrias e as organizações governamentais estão cada vez sobre uma maior pressão para serem competitivas a nível global. É seu objetivo a redução de custos de investimento e manutenção em processos, bem como a redução nos custos de transformação de matérias-primas em produtos. Isto, ao mesmo tempo em que se comprometem com uma diminuição dos impactos ambientais e da degradação de recursos. A análise de sistemas energéticos reverte-se assim de especial importância ajudando as entidades a cumprir estes objetivos (Doty e Turner, 2009).

A análise de sistemas energéticos pode ser realizada por duas vias. Estas estão diretamente relacionadas com a termodinâmica, mais precisamente com as suas leis. Uma tem em consideração apenas a primeira lei da termodinâmica, que se refere à conservação de energia, e que afirma que, apesar da energia poder ser transformada, não pode ser criada nem destruída (Dincer e Rosen, 2007). As análises segundo a primeira lei da termodinâmica consistem em balanços de energia e massa, ou seja, apenas possibilitam a quantificação do rácio de energia útil em relação à despendida. Porém, em cada processo energético existe uma certa quantidade de energia de grande utilidade que é transformada noutra de menor utilidade, o que evidencia que cada energia tem o seu nível de qualidade (Dincer, 2000). Contudo, os balanços energéticos colocam todas as formas de energia em pé de igualdade. Não as classificam em diferentes escalas quando abandonam a fronteira do sistema em análise, e não fornecem qualquer informação acerca de perdas internas. A única referência relativamente à qualidade da energia é dada através dos rendimentos isentrópicos, o que se revela insuficiente e torna esta forma, mais clássica de análise termodinâmica, insatisfatória (Kotas, 1985). A outra forma de análise de sistemas energéticos tem como base uma combinação da primeira com a segunda lei da termodinâmica, sendo comumente chamada análise exergética, por fazer uso de balanços exergéticos. Os balanços exergéticos são em tudo idênticos aos balanços energéticos, mas têm como diferença fundamental que, enquanto um balanço energético pode ser visto como a constatação das leis de conservação de energia, o balanço exergético pode ser visto como a constatação das leis de degradação da qualidade da energia. Degradação esta que é equivalente à quantidade de energia irrecuperável, devido a todos os processos reais serem irreversíveis (Kotas, 1985).

A exergia de um sistema é definida como o máximo de trabalho útil que pode ser realizado pelo sistema relativamente ao estado de referência, o ambiente. Esta não representa apenas uma

propriedade termodinâmica, mas sim uma propriedade pertencente tanto ao sistema como ao estado de referência (Dincer e Rosen, 2007).

A análise exergética representa portanto uma nova luz no que diz respeito a um uso eficiente da energia, como foi referido por Goodstein (1994) “Num mundo a ficar sem combustíveis fósseis, a segunda lei da termodinâmica pode vir a tornar-se a principal verdade científica do século XXI” (Wall, 2002). Assim, a análise exergética, quando usada em conjunto com as leis de conservação de massa e de energia, torna-se numa ferramenta eficaz tanto para atingir uma eficiente utilização da energia, com reduzido impacto ambiental e elevada sustentabilidade, como para fornecer pontos ótimos em termos de operação e projeto de processos e de sistemas (Wang, 2011). Um balanço exergético aplicado a um equipamento, processo, ou mesmo a uma instalação inteira, pode dizer muito acerca do potencial em termos de trabalho útil, ou exergia, que é fornecido e consumido por este. A perda de exergia, ou irreversibilidade, fornece uma medida quantitativa da sua ineficiência. Assim, de uma análise exergética a uma instalação, com várias componentes, pode ser retirada a ineficiência global da mesma, bem como as ineficiências respeitantes a cada um dos seus componentes (Kotas, 1985).

As análises exergéticas ainda não representam uma ferramenta largamente usada pela indústria, isto apesar de identificarem as unidades passíveis de melhorias e de permitirem a comparação de diferentes configurações de equipamentos e processos. Como desvantagens têm o facto de, apesar de quantificarem perdas, nada dizerem quanto às formas de as reduzir (Asprion, 2010). Contudo, este tipo de estudos de exergia tem vindo a ser desenvolvido por vários autores, com resultados bastante promissores no que toca à racionalização energética e otimização de processos, nomeadamente na área petroquímica.

Das *et al.* (1995) desenvolveram uma análise exergética a uma placa de um permutador de calor em contracorrente para aplicações criogénicas, na presença de dispersão axial do fluido. Verificaram que a dispersão axial reduz o rendimento exergético e tal ocorre devido à perda de carga por atrito no fluido. Tal facto permite que seja possível identificar uma irreversibilidade mínima, correspondente a um determinado nível de dispersão.

Le Goff *et al.* (1996), propuseram um novo tipo de destilação, na qual o reebulidor e o condensador, normalmente localizados na parte inferior e na parte superior da coluna de destilação respetivamente, são substituídos por dois permutadores de calor integrados na coluna. O permutador de calor integrado no fundo fornece calor à coluna, e o permutador localizado na parte superior da coluna remove o calor. Este arranjo minimiza a criação da entropia na coluna e, portanto, maximiza a eficiência exergética. Este novo processo denominado destilação “diabática” ou “quase-reversível” pode trazer melhorias importantes relativamente à destilação convencional, não só do ponto de vista da utilização da energia (grande redução no consumo de

fluidos transportadores de calor para aquecimento e arrefecimento), mas também em termos de investimento de capital, uma vez que o custo de montagem de um permutador de calor na coluna de destilação é menor que o de um condensador ou rebulidor.

Por seu turno, Cornelissen em 1997, efectuou também uma análise exergética em unidades processuais que envolviam a operação de destilação. O rendimento exergético global da unidade de destilação de petróleo bruto, incluindo a caldeira e a rede de permutadores de calor, foi de 5,2 %. As maiores causas da irreversibilidade encontrada foram o uso de combustível de alta qualidade para a produção de calor de qualidade média e a dissipação de energia térmica de baixa qualidade para o ambiente. Estas irreversibilidades poderiam ser reduzidas em 16 % se a energia térmica de baixa qualidade fosse aproveitada. O autor mostrou ainda que neste tipo de unidade, a melhoria do rendimento dos compressores permitiria uma poupança considerável de exergia e, incluindo outras propostas de melhoria, a perda de exergia poderia ser reduzida em 25 %.

Em 1998, Torres *et al.* estudaram um sistema de cogeração existente num complexo petroquímico, com uma capacidade de 200 MW de potência elétrica e 2100 t/h de vapor para o processo. Calcularam a exergia de cada corrente envolvida no processo bem como efetuaram os balanços exergéticos a cada subsistema do processo e ao sistema global, identificando os pontos onde ocorriam as perdas e irreversibilidades, bem como a razão destas perdas. Posteriormente, calcularam os rendimentos com base na segunda lei da termodinâmica para cada subsistema e compararam com os valores reais, sendo que os resultados permitiram definir algumas estratégias operacionais para diminuir as perdas de energia.

Maia (2001) desenvolveu uma análise exergética para a definição e otimização de sistemas de destilação. Numa primeira etapa, utilizou o conceito de perfil quase-reversível para a separação de misturas multicomponentes em colunas de destilação isoladas, juntamente com a análise exergética para a otimização da condição térmica da alimentação. Os bons resultados obtidos para vários sistemas motivaram a continuação do estudo em direção à sequência de colunas de destilação. O objetivo foi o de investigar se a otimização da condição térmica da alimentação pode reduzir ainda mais o consumo de energia na sequência de colunas previamente identificada como ótima. Foram consideradas a modificação na pressão de operação das colunas, bem como a influência da composição da alimentação. Para tal, foram utilizados vários sistemas, com diferente número de componentes, para testar a metodologia. Os resultados provaram que a otimização da condição térmica da alimentação não modifica a sequência identificada como ótima. O autor propôs ainda uma metodologia para a definição e otimização de sistema de destilação sem necessidade de recurso à simulação rigorosa das colunas.

Pires (2003) desenvolveu uma análise energética global de um complexo petroquímico, a qual se mostrou uma ferramenta de extrema utilidade para otimizar o consumo energético. A sua utilização na fase de projeto proporciona um grande ganho, uma vez que permite, de forma simples, uma visão integrada das unidades de processo e do sistema de utilidades, apontando mudanças nos processos, ou no próprio sistema de utilidades, que permitam um menor consumo energético total, ainda na fase de projeto. A ferramenta também se mostrou extremamente útil para a análise dos impactos de mudanças operacionais, possibilitando um melhor planeamento energético do complexo industrial.

Santana (2004) estudou o projeto de um sistema de separação complexo (colunas para fracionamento de petróleo), aplicando uma abordagem termodinâmica. O estudo foi realizado através dos perfis termodinâmicos construídos com resultados de simulação. A análise conjunta da Grande Curva Composta da Coluna, GCCC, (Dhole e Linnhoff, 1992) e do perfil de perdas exergéticas (Zemp, 1994), sugere modificações atrativas do ponto de vista energético, tanto para o projeto de colunas, como para a ampliação da capacidade das colunas em operação. Os ganhos alcançados propiciam, de acordo com o autor, um menor consumo de energia e um menor custo operacional, assim como a redução da poluição ambiental.

Em 2007, Sorin e Rheault descreveram um método para avaliar o potencial de intensificação de um processo de separação em estado estacionário. Demonstraram que a separação máxima é alcançada quando o rendimento termodinâmico é de 50 %. Isso significa que metade da taxa de exergia gasta no processo é destruída devido às irreversibilidades e a outra metade é transformada em poder de separação. A aplicação do método foi demonstrada para um processo de purificação de hidrogénio a operar a partir de uma mistura hidrogénio-metano.

Saravanan (2008) estudou as características da transferência de massa e de calor de uma coluna de arrefecimento em contracorrente, tendo desenvolvido um modelo matemático para as análises energética e exergética da coluna. Para o desenvolvimento do modelo matemático foram tidas em conta algumas considerações das quais se destacam:

- As transferências de massa e de calor ocorrem apenas na direção normal à da corrente;
- As transferências de massa e de calor das paredes da coluna para o ambiente são negligenciáveis;
- Os calores específicos da água e do ar seco são constantes;
- Os coeficientes de transferência de massa e de calor através da coluna são constantes.

Este autor concluiu que numa coluna de arrefecimento em contracorrente, para uma razão líquido/gás reduzida, o intervalo real de arrefecimento se aproxima do intervalo ideal.

Costa *et al.* (2009) desenvolveram um programa para calcular o rendimento exergético em colunas de destilação e concluíram que a análise exergética é vital para avaliar as ineficiências em processos industriais e que esta ferramenta pode ser utilizada não só no projeto de processos, como também na sua otimização.

Fábrega *et al.* (2010) concluíram no mesmo sentido que os autores referidos anteriormente, mostrando, através do estudo exergético dos ciclos de refrigeração no processo produtivo do etileno e propileno, que a análise exergética é uma ferramenta eficaz para uma utilização mais racional da energia, indicando o caminho para a redução de custos. Através do cálculo da perda de exergia, propuseram alterações nas variáveis operacionais no sistema de refrigeração do processo, que resultaram numa redução de cerca de 13 % das perdas de exergia.

Benali *et al.* (2011) descreveram uma aplicação específica de melhoria de integração energética alcançada através da modificação do fluxograma do processo de destilação atmosférica do petróleo bruto. Este estudo difere de outros métodos pela aplicação da análise de exergia, de forma a visualizar e entender melhor a distribuição das degradações de energia na coluna de destilação, permitindo encontrar uma solução adequada para as reduzir.

Por seu turno, Zang e Xu (2011) desenvolveram uma metodologia geral para a análise de um sistema de refrigeração em cascata com o intuito de maximizar a eficiência energética. Para tal, utilizaram o gráfico exergia/temperatura complementando com a análise termodinâmica de um sistema de refrigeração. A eficácia da metodologia desenvolvida foi demonstrada através de um estudo de caso sobre a melhoria energética (retrofit) de um sistema de refrigeração em cascata para uma unidade de produção de etileno.

Mais recentemente, num trabalho realizado por Masoumi e Kadkhodaie (2012), foram estudados e simulados diferentes métodos de integração do calor numa coluna de destilação para separação de benzeno, tolueno, xilenos e isómeros de C9's. Neste trabalho, são propostos três esquemas: Sequência Indireta (IQ), configuração usual destas unidades, Sequência Indireta com Integração a Jusante de Energia (IQF) e Sequência Indireta com Integração a Montante de Energia (IQB). Os resultados obtidos mostram que, qualquer uma das duas últimas soluções propostas apresenta poupanças significativas nos consumos de energia, conseguindo-se uma redução de 33 % no caso do IQF e de 28 % no caso do IQB. Isto resulta numa poupança anual de custos de 12 % para o IQF e de 8 % para o IQB.

Como conclusão, pode-se dizer que a exergia tem sido encarada como uma ferramenta chave para uma sociedade sustentável e nos últimos anos, a análise exergética tem sido amplamente utilizada em projeto, simulação e avaliação da performance de sistemas térmicos, elétricos e processos químicos. Os dados obtidos, podem servir de base para o desenvolvimento de programas aplicáveis às políticas energéticas nacionais (Utlu *et al.*, 2007).

2. Refinaria de Matosinhos - Petrogal, S.A.

A Galp Energia S.A. é a única empresa refinadora em Portugal dispendo atualmente de uma capacidade instalada de destilação de 15,2 milhões de t/ano de petróleo bruto, repartida por duas refinarias, Matosinhos com 4,8 milhões t/ano e Sines com 10,4 milhões t/ano.

A atividade destas duas refinarias, necessariamente coordenada, integrada e otimizada economicamente, assegura o abastecimento normal do mercado interno de combustíveis e produtos aromáticos, praticamente na sua totalidade, e ainda de asfaltos, óleos base e lubrificantes, exportando ainda para a Europa, África, Estados Unidos da América e Ásia, os produtos que a otimização económica do aparelho refinador determina.



Figura 3. Refinaria de Matosinhos.

2.1. Refinaria de Matosinhos

A Refinaria de Matosinhos (Figura 3), iniciou a sua laboração em 1969 com as suas Fábricas de Combustíveis e de Óleos Base e Lubrificantes. Posteriormente, em 1981, a Fábrica de Aromáticos iniciou a sua atividade.

A Refinaria de Matosinhos ocupa um papel preponderante no aparelho refinador nacional, uma vez que é a única que produz especialidades, nomeadamente Aromáticos, Óleos Base e Óleos Lubrificantes.

Presentemente a Refinaria de Matosinhos é fundamental no sistema de abastecimento de produtos petrolíferos a todo o mercado norte de Portugal, com uma localização privilegiada para o efeito, que lhe confere uma significativa vantagem económica, constituindo assim uma instalação de elevado valor estratégico (Galp Energia, 2007).

Atualmente, a refinaria tem uma capacidade de destilação de cerca de 110 mil barris de petróleo por dia, o que representa cerca de 1/3 do total de destilados em Portugal.

Esta capacidade foi incrementada em mais 20 mil barris por dia, resultado do aumento de capacidade na fábrica de combustíveis com a construção de uma nova unidade de destilação de vácuo, para obtenção de gasóleo de vácuo (VGO) e de uma unidade de visco redução, destinada ao *craqueamento* térmico suave do resíduo resultante da Unidade de Vácuo. Foi também instalada recentemente uma unidade de cogeração com uma potência de 80 MW para satisfazer as necessidades de vapor e energia elétrica, e mais duas unidades, uma de tratamento de água e outra de recuperação de enxofre. Com uma área de 400 hectares e interligação ao terminal de petroleiros do porto de Leixões, esta refinaria tem uma capacidade de armazenamento de 1780317 m³, entre produtos e petróleo, e está apta a produzir: gás de petróleo liquefeito, gasolinas, nafta, jet/petróleo, gasóleos, fuelóleos, óleos-base, óleos lubrificantes, parafinas, solventes alifáticos e aromáticos, benzeno, tolueno, xilenos e betumes (Figura 4) (Galp Energia, 2012).

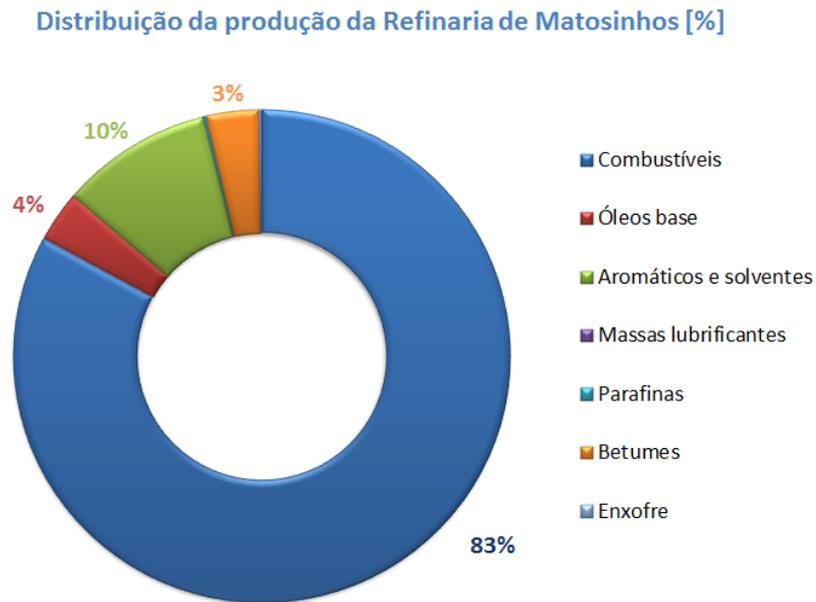


Figura 4. Distribuição da produção da Refinaria de Matosinhos (Galp Energia, 2012).

Para o desenvolvimento das atividades necessárias à obtenção dos vários produtos comerciais refinados, a Refinaria de Matosinhos é genericamente constituída por várias fábricas e atividades de suporte a montante e a jusante da produção, tais como as Expedições, a ETAR e a Fábrica de Utilidades, geograficamente localizadas de acordo com a Figura 5:

Fábrica de Combustíveis (FCO);
Fábrica de Aromáticos (FAR);
Fábrica de Óleos Base (FOB);
Fábrica de Utilidades (FUT);
Movimentação de Produtos (MOV);
Tratamento de Efluentes (ETAR);
Fábrica de Lubrificantes (LUBS);
Parque da Boa Nova.

Área Total 290 Hectares
Nº Tanques 251
Volume Armazenagem P.B. 677 004 m³
Volume Total de Armazenagem ...1 803 978 m³

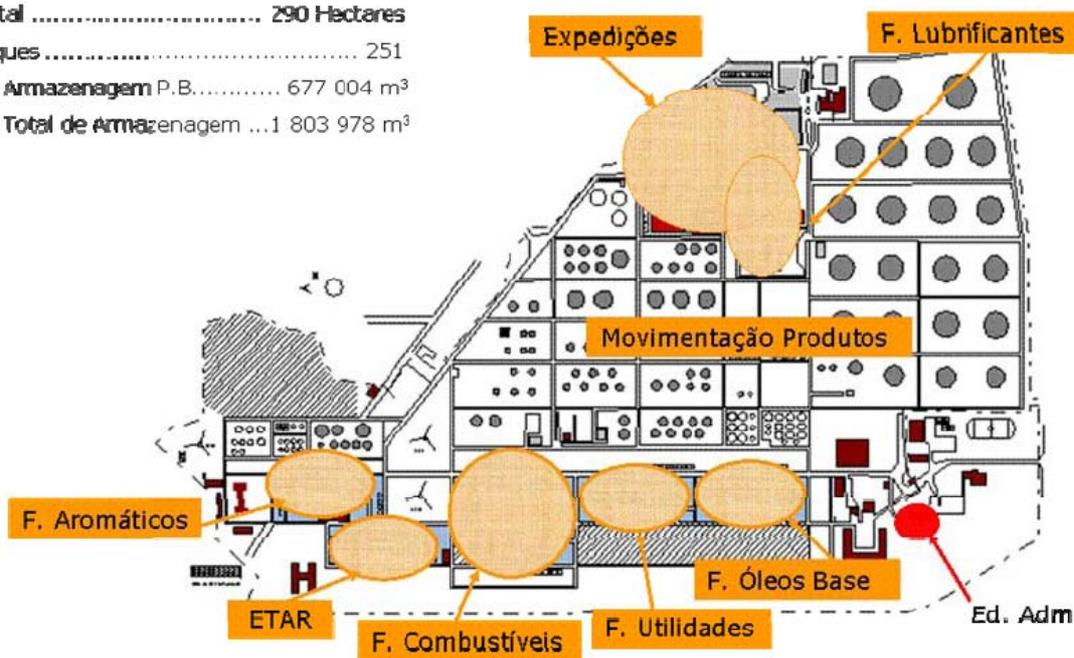


Figura 5. Representação da Refinaria de Matosinhos (Abreu, 2009).

2.2. Descrição da Fábrica de Aromáticos

A Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos, Figura 6, iniciou a sua atividade em Maio de 1981, tendo capacidade para tratar 850.000 t de matéria-prima, reformado proveniente da Fábrica de Combustíveis e da Refinaria de Sines. Produz para o mercado nacional e internacional aproximadamente 440.000 t/ano de benzeno, tolueno, para-xileno, orto-xileno e solventes, de acordo com a Tabela 1.



Figura 6. Vista aérea da Fábrica de Aromáticos (FAR), (Abreu, 2009).

Tabela 1. Produção anual da Fábrica de Aromáticos e respetiva aplicação.

Produto	Produção (t/ano)	Utilização
Benzeno	36000 a 50000	Produção de anilinas
Tolueno	129000 a 140000	Produto intermediário no fabrico do nylon
Paraxileno	90000	Matéria-prima do ácido tereftálico, intermediário do fabrico de poliéster
Ortoxileno	30000	Indústrias de plastificantes, têxteis, colas, borrachas, tintas e vernizes
Solventes	35000	Óleos alimentares, etc

A Fábrica de Aromáticos é constituída pelas seguintes unidades:

- Unidade 0100 – **Pré-destilação** – separa a matéria-prima em três cortes para alimentação das unidades a jusante;
- Unidade 0200 – **Arosolvan** – utiliza um processo de extração líquido-líquido, complementado com destilação, para produzir benzeno e tolueno;
- Unidade 0300 – **Parex** – extrai o para-xileno de uma carga de isómeros de xilenos através de um complexo sistema de adsorção e dessorção em série;
- Unidade 0400 – **Isomar** – através de reações de isomerização restabelece o equilíbrio da mistura de xilenos, aumentando o rendimento em para-xileno, obtendo-se por destilação o orto-xileno;
- Unidade 0500 – **Solventes** – 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, dos quais se destacam: hexano, heptano, solvente de estampanaria, C₉⁺ tipo I, C₉⁺ tipo II, entre outros.

Existe ainda uma unidade complementar de produção de azoto que visa assegurar a segurança de operação e garantir a qualidade dos produtos. Refira-se que estas unidades, depois de retirarem os produtos de interesse, enviam novamente diversas correntes para o *pool* de gasolinas.

O esquema seguinte, Figura 7, exemplifica de uma forma simplificada, o funcionamento da Fábrica de Aromáticos, bem como a interligação entre as suas unidades.

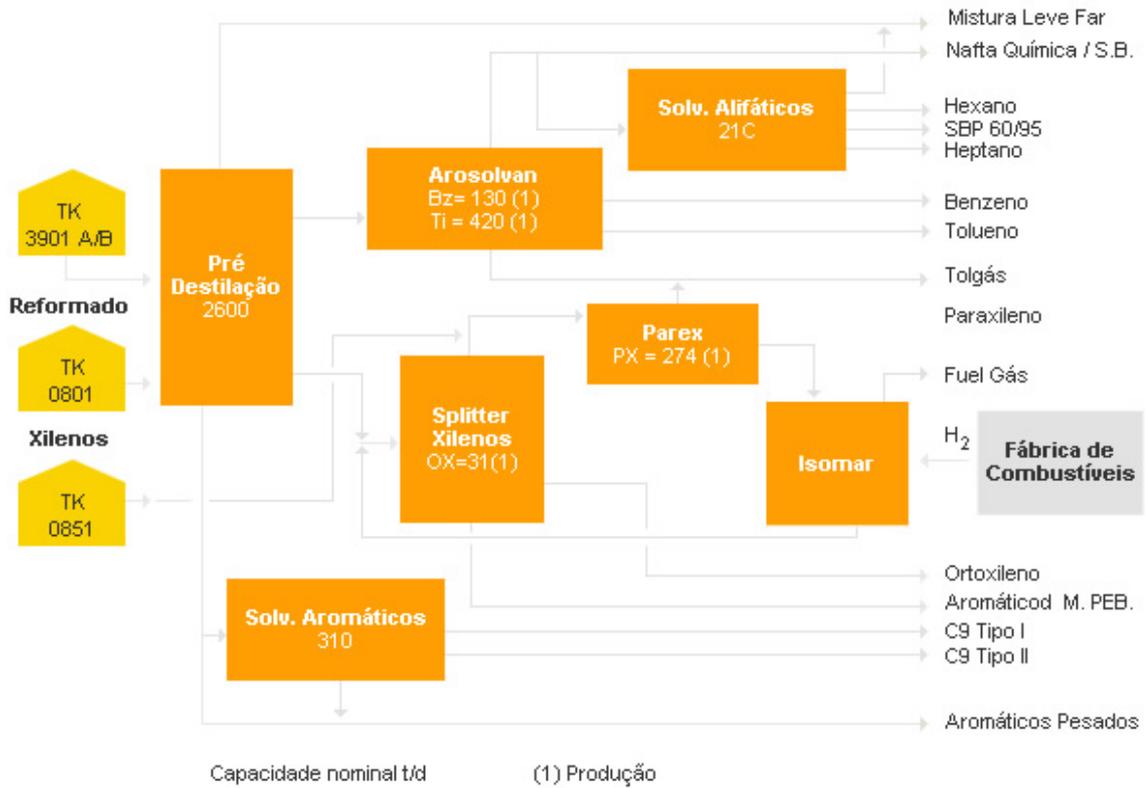


Figura 7. Interligação das unidades da Fábrica de Aromáticos.

3. O conceito de exergia

Os conceitos em que se baseiam a primeira e segunda lei da termodinâmica, já estavam estabelecidos no século XIX. As primeiras análises termodinâmicas, baseadas na primeira e segunda lei da termodinâmica, foram desenvolvidas no final do século XIX e início do século XX.

No ano de 1938, o Prof. Bosnjakovic publicou um artigo chamado “Kampf den Nichtumkehrbarkeiten” (Luta contra as irreversibilidades), no qual enfatizou a importância da detecção das irreversibilidades assim como o esforço para reduzi-las nos processos térmicos reais, pois, de acordo com o teorema de Gouy-Stodola, a perda de trabalho útil de um processo é diretamente proporcional à produção de entropia total (Ferdelji *et al.*, 2008).

A utilização explícita da análise exergética para a avaliação dos diferentes tipos de sistemas tem sido desenvolvida muito lentamente. Atualmente, ainda há poucos pesquisadores e engenheiros que utilizam a análise exergética, pois muitos deles limitam-se apenas à primeira lei da termodinâmica (Cornelissen, 1997), contudo, a exergia, nas suas variadas formas, é extensivamente estudada em livros e artigos, por exemplo em Kotas (1995) e Szargut (1998).

Exergia é definida como a máxima capacidade de produzir trabalho a partir de uma corrente de matéria ou de uma forma de energia (calor, trabalho ou energia química de um combustível) em relação a um sistema ou estado de referência. Para que o trabalho seja máximo é preciso que o processo seja internamente e externamente reversível. Normalmente, o sistema de referência (Szargut, 1998) está à temperatura ambiente (298,15 K) e à pressão atmosférica (1,00 atm), mas poderá variar de acordo com os autores de trabalhos sobre análise exergética. Esse sistema referência é considerado como sendo um reservatório cujas propriedades não são modificadas pela interação com o sistema em estudo (Utlu *et al.*, 2007).

A transferência de exergia pode estar associada a uma das três possibilidades:

- Transferência de exergia devida ao trabalho;
- Transferência de exergia devida a troca de calor;
- Transferência de exergia devida ao transporte de matéria.

Para determinar a aproximação à idealidade de um sistema termodinâmico, serão considerados não apenas os processos que ocorrem dentro do sistema, como também todos os tipos de interação (transferências de energia e de massa) que ocorrem entre o sistema e a vizinhança. Só assim, poderá ser avaliado o real desempenho do sistema e o seu impacto sobre o meio ambiente. A irreversibilidade durante o ciclo de vida completo permite avaliar o grau de idealidade termodinâmica dos processos de produção, bem como avaliar toda a cadeia processual (Cornelissen, 1997).

3.1. Exergia: Oportunidades e limitações

Numa análise de um qualquer processo tecnológico, a qualidade da energia é muitas vezes considerada uma característica ainda mais importante do que a quantidade dessa mesma energia. Uma vantagem do método qualitativo ou exergético é a sua universalidade, que torna possível o balanço de todos os tipos de energia para cada elemento do sistema, usando critérios comuns. Portanto, este método é útil no cálculo e análise de sistemas de conversão energética. Contudo, o impacto prático do conceito de exergia na área de processo químico está ainda muito abaixo do potencial teórico como ferramenta para a melhoria de processos (Rücker *et al.*, 1999). Para além do alcance dos balanços de massa e de energia, um balanço de exergia avalia a qualidade do processo em relação ao processo teórico em condições reversíveis ideais. Geralmente, qualquer transferência de massa ou de energia num processo químico, implica o uso de exergia. O consumo adicional de energia primária, relativamente ao processo reversível pode, contudo, ser influenciado na etapa de projeto do processo.

A utilização do conceito de exergia para a otimização de processos e inclusivamente para a tomada de decisão na síntese de um novo projeto deve, portanto, ser uma tarefa simples (Rücker *et al.*, 1999), mas de facto não é, já que relativamente à análise energética há uma duplicação de cálculos. Por outro lado, as aplicações do conceito de exergia para processos químicos são essencialmente limitadas à mera etapa de análise. Apenas em casos especiais, tais como sistemas de potência, têm sido estabelecidas estratégias de otimização sistemática baseadas no conceito de exergia. Para sistemas químicos mais complexos, as sugestões de otimização subsequentes focam-se em elementos individuais, ou seja, na utilização de melhor tecnologia. No contexto de processo de síntese, a utilização do critério exergia ainda é pouco reportada (Rücker *et al.*, 1999).

Depois da etapa de análise de exergia, coloca-se a questão de como melhorar o processo em estudo. Obviamente, os elementos que mostram maiores perdas de exergia são candidatos potenciais a serem alvo de otimização. Mas a estratégia de solução típica restringe-se a favorecer a melhor tecnologia quando aplicável. Outra abordagem é a tentativa de dividir as perdas de exergia em evitáveis e inevitáveis, para estabelecer uma certa margem de melhoria.

Feng (1996) apresentou um método para calcular as perdas evitáveis de caldeiras, compressores, turbinas e permutadores de calor, por comparação com a melhor tecnologia atualmente disponível (em grande medida em função das limitações relacionadas com o material de construção). O método parece adequado para a área de sistemas de energia, no entanto, a sua extensão a processos químicos, como por exemplo, a processos de extração, permanece questionável. De facto, este método, uma vez mais, apenas conduz a alterações tecnológicas.

Neste sentido, Rücker *et al.* (1999) desenvolveram investigação sobre as oportunidades e limitações do conceito de exergia no processo de otimização, tendo concluído que uma interpretação eficiente dos resultados de uma análise exergética pode ser atingida dividindo as perdas exergéticas em perdas internas e externas. As deficiências no sistema interno podem ser resolvidas através da aplicação do princípio de partição equitativa de forças a subsistemas específicos (reatores, separação), ou mediante heurística para determinar as possíveis razões das perdas internas. As perdas externas indicam um potencial de integração que pode ser avaliado, por exemplo, mediante a análise do diferencial térmico mínimo (*Pinch process*). Os efeitos das alterações sugeridas no sistema completo podem-se determinar com os parâmetros estruturais correspondentes.

Além das vantagens referidas anteriormente, a análise exergética mostra-se bastante promissora no que toca à análise ambiental de um processo, uma vez que existe uma relação direta entre o uso de exergia de combustíveis fósseis e minerais e o problema ambiental de depleção de recursos naturais.

Cornelissen *et al.* (1997) mostraram que para otimizar o projeto de um sistema energético, a análise exergética deve ser combinada com análise de ciclo de vida. Os dois métodos, análise exergética e análise do ciclo de vida, são frequentemente usados separadamente, mas um número limitado de estudos têm sido realizados no qual são combinados de alguma forma. Por exemplo, Cornelissen *et al.* (1997) realizaram uma otimização exergética de um permutador de calor com base no método de análise do ciclo de vida. A otimização teve em conta irreversibilidades devido à queda de pressão por atrito e diferença de temperatura entre as correntes quente e fria, bem como as irreversibilidades devido aos materiais de construção do permutador de calor. Foi demonstrada a influência da configuração do sistema de aquecimento, incluindo a conversão de energia, na otimização dos permutadores de calor. Este estudo permitiu concluir que a análise do ciclo de vida e a análise exergética, de forma combinada, oferecem as condições de projeto dos permutadores de calor que levam a uma menor irreversibilidade no seu ciclo de vida.

Uma vez que a exergia se define como o potencial máximo de trabalho obtido de uma corrente material ou de energia em relação ao meio ambiente, pode-se utilizar uma análise exergética para reduzir ao mínimo o uso dos recursos naturais, pois nessa análise demonstra-se onde o potencial de trabalho dos recursos naturais em relação ao meio circundante se perdeu, ou seja, onde a irreversibilidade teve lugar.

Cornelissen *et al.* (2002), demonstraram que a análise de ciclo de vida exergético (*Exergetic Life Cycle Assessment* - ELCA), comparativamente à análise de ciclo de vida convencional (*Life Cycle Assessment* - LCA) de um processo, é mais adequada para quantificar o problema ambiental do esgotamento de recursos naturais. Concluíram também, que a ELCA pode ser usada de duas maneiras: primeiro, para determinar o consumo de recursos naturais e, segundo, para calcular o esgotamento dos recursos naturais. A ELCA tem o mesmo âmbito da avaliação do ciclo de vida (LCA) e pode ser vista como a análise exergética a um ciclo de vida completo.

A exergia também pode ser utilizada como um critério mais geral, num mundo onde cada vez mais as emissões nocivas podem separar-se umas das outras, transformando-se em resíduos inofensivos ou por vezes, inclusivamente, em produtos úteis.

Em termos de aplicação prática, o quadro da ELCA e o da LCA são bastante semelhantes. No entanto, a análise de inventário da ELCA é mais elaborada. Para tal, é necessário um fluxograma completo das correntes das diferentes etapas de produção, assim como os balanços de massa e energia, seguindo-se uma análise exergética. A abordagem mais simplificada, do tipo “caixa-preta”, pode ser usada onde somente as entradas e saídas dos processos de produção são tomadas em consideração. A avaliação do impacto é limitada ao cálculo da exergia dos escoamentos e à determinação da destruição de exergia nos diferentes processos de produção. A soma de toda a destruição de exergia no ciclo de vida dá a irreversibilidade no ciclo de vida do produto. Contudo, convém ressaltar que a abordagem tipo “caixa-preta” não permite saber o que se passa dentro de um volume de controlo, pelo que posteriormente não se saberá como atuar com o fim de se minimizarem as irreversibilidades internas, pelo que este procedimento torna-se vantajoso apenas para uma avaliação preliminar.

Como aplicação prática da análise exergética para contabilização dos recursos naturais existentes e avaliação da sua potencial depleção, pode-se referir o trabalho desenvolvido por Valero *et al.* (2010). Estes autores realizaram um inventário de recursos exergéticos da Terra, incluindo o seu capital mineral, que inclui não só recursos energéticos renováveis e não-renováveis, mas também minerais não-combustíveis. O método exergético mostrou-se muito adequado para a contabilidade do capital natural porque todos os tipos de recursos podem ser avaliados com uma única propriedade termodinâmica, a exergia. Para o caso de minerais, a exergia permite a unificação das propriedades quantitativas e qualitativas.

Além disso, os custos de exergia de reposição de minerais incluem informações adicionais do estado da tecnologia. A capacidade de agregação dos indicadores exergia e custo de substituição de exergia aumenta o potencial de análise dos resultados. Desta forma, a riqueza mineral não combustível pode ser comparada à dos minerais combustíveis, ou mesmo a outros recursos

naturais. Os resultados deste estudo revelaram que os problemas reais de escassez que a humanidade está a enfrentar não são baseados na falta de fontes de energia, mas na falta de minerais.

De acordo com Valero *et al.* (2010), os recursos renováveis disponíveis na Terra, que são a soma da energia solar, das marés e geotérmica é enorme: cerca de 32 537 Gtep/ano. É claro que este valor é apenas teórico, já que, atualmente e no futuro próximo, não há maneira de recuperar tecnologicamente tanta energia. Entretanto, o uso potencial de exergia não é insignificante: 97 Gtep/ano. Isto significa que, com uma melhoria da atual tecnologia, seria possível fornecer a partir de uma fonte renovável de energia mais de sete vezes o presente consumo mundial de energia (10,9 Gtep em 2006).

O indicador de uso mostra que, com exceção da energia hídrica que está a ser explorada em 54 % do seu potencial, as restantes fontes de energia são pouco exploradas. A eletricidade geotérmica é utilizada em 7,5 % do seu potencial, a biomassa em cerca de 3 %, a energia eólica em 0,4 %, e a energia das marés e das ondas assim como a energia solar apresentam um aproveitamento residual de energia, praticamente impercetível em relação às suas capacidades. Portanto, há um enorme potencial de melhoria na utilização das energias renováveis.

Para o caso de recursos não renováveis, incluindo a energia nuclear, combustíveis fósseis e minerais não-combustíveis, a exergia disponível é pelo menos cerca de 115.000 Gtep, dos quais 65 % vêm da ainda não desenvolvida tecnologia de fusão do deutério e trítio. O uso potencial da exergia de recursos não renováveis é de cerca de 6086 Gtep. Na verdade, com exceção dos diferentes tipos de energias nuclear e combustíveis fósseis não convencionais, a atual tecnologia está suficientemente desenvolvida para extrair a maior parte dos recursos não renováveis do planeta. Os rácios de exergia (uso potencial/ consumo atual), mostram que há urânio suficiente para pelo menos, 8667 anos, carvão para 169 anos, gás natural para 63, petróleo para 42 e minerais não-combustíveis para 191, caso as taxas de consumo destas fontes de energia permaneçam como em 2006. O total de recursos energéticos não-renováveis só será esgotado dentro de 574 anos (Valero *et al.*, 2010).

Tabela 2. Exergia disponível, uso potencial de exergia e consumo atual de recursos naturais da Terra (Valero *et al.*, 20

Recursos Não Renováveis	Disponível (Gtep)	Potencial (Gtep)	Consumo (Gtep/ano)	Rácio (anos)
Urânio- Fissão	27100	5200	0,6	8667
Tório- Fissão	7500	-	-	-
Deutério+Tritio - Fusão	74000	-	-	-
Carvão	1615	523	3,1	169
Gás Natural	365-665	163,4	2,6	63
Petróleo	200-300	164,8	3,9	42
Combustíveis não Convencionais	>3800	-	0,19	-
Minerais não Combustíveis	76,7	34,3	0,18	191
Recursos Renováveis	32537 Gtep/ano	97 Gtep/ano	1,8 Gtep/ano	Uso de Renováveis: 1,9 %
Recursos não Renováveis	> 115000 Gtep	6086 Gtep	10,6 Gtep	574 anos
Combustíveis Convencionais+Minerais	~ 2800 Gtep	886 Gtep	9,8 Gtep	90 anos

10).

Os resultados obtidos neste estudo levaram os autores a concluir que não há escassez de energia, mas sim escassez de minerais. Estão disponíveis enormes quantidades de energia na Terra, muito mais do que a humanidade poderá usar. O esgotamento dos combustíveis fósseis não deve ser um problema, pelo menos no médio prazo, uma vez que existem muitas alternativas de energia. Obviamente, a maneira de recuperá-la precisa de ser desenvolvida, de modo a ser economicamente competitiva. Por isso não se pode falar numa crise energética, mas sim numa crise material e ambiental.

Neste sentido, e segundo o plano estratégico de tecnologias energéticas europeias (SET-Plan) (Usón *et al.*, 2010), é necessária uma mudança radical em termos do rendimento da conversão de energia, abastecimento e utilização final da mesma, de forma a atingir, até 2020, as metas de 20 % de redução das emissões de gases de efeito estufa, 20 % de energias renováveis no combinado energético da UE e redução de 20 % da utilização global de energia primária. Para esta melhoria do rendimento energético são necessários não só novos dispositivos e processos, mas também deve ser explorado o potencial de informação e tecnologias de comunicação e de inovação organizacional.

Além disso, as melhores técnicas disponíveis do Documento de Referência sobre a Eficiência Energética (ENE-BREF), publicado pela Comissão Europeia recomendam atividades tais como: implementação de Sistemas de Gestão de Eficiência Energética, auditorias de energia, definição e acompanhamento de indicadores, melhoria contínua, *benchmarking*, contabilidade energética e análise termo-económica ou exergética. Finalmente, a Declaração de Cracóvia para a iniciativa da UE para a Eficiência Energética em Processos Industriais apresenta quatro pontos a serem considerados para melhorar a eficiência energética, os quatro Pro's:

- I. Produtos dos fabricantes de equipamentos;
- II. Processos e análise de sistemas;
- III. Procedimentos;
- IV. Promoção.

O terceiro ponto (procedimentos), inclui, entre outras questões, a eficiência, monitorização e contabilização, bem como a validação de resultados alcançados. Nesta situação, é evidente a importância que o acompanhamento, a avaliação, as técnicas de diagnóstico e as metodologias podem ter na melhoria da eficiência energética em sistemas de energia intensiva, ou seja, nas instalações em que o consumo de energia representa uma parte importante dos custos de operação (Usón *et al.*, 2010).

Incluída nos procedimentos para a contribuição da eficiência energética, a análise exergética aponta os locais onde a destruição de exergia tem lugar. Da sua análise podem ser apresentadas diferentes possibilidades de melhoria do processo de forma a minimizar essa destruição. Esta análise de melhoria pode ser completada por uma análise exergético-económica em que os custos monetários também são tidos em conta, uma vez que uma das características importantes do método exergético é a sua ligação direta com as características técnico-económicas do sistema.

A investigação económica, que é baseada na otimização exergética, cobre uma vasta área de tópicos de otimização de sistemas termodinâmicos e é conhecida como termoeconomia (Nikulshin, 2006). O uso da exergia permite a escolha de um critério objetivo para análise e otimização de sistemas. Como resultado, a exergia e as suas funcionalidades adequam-se muito bem à análise de sistemas.

Contudo, apesar da sua utilidade, a aproximação exergética ainda não foi integralmente concretizada. Uma razão para esta situação é a subestimação das funções exergéticas para a modelação matemática, síntese e otimização de fluxogramas. Outra razão possível para o atraso no uso generalizado da análise exergética é a sua complexidade matemática associada à análise termodinâmica, uma vez que o aumento de complexidade da otimização requer métodos matemáticos mais poderosos e efetivos (Nikulshin, 2006).

3.2. O cálculo da exergia

Num processo em estado estacionário podem considerar-se duas situações: a primeira é que o processo opera reversivelmente, não havendo trabalho perdido, pois, por hipótese, no processo não há forças motrizes de transferência de massa e de calor; em contraponto, o processo opera em condições irreversíveis, sendo importantes as perdas ocorridas na transferência de massa e calor. Nesta última situação há um consumo de exergia com perdas termodinâmicas, Figura 8.



Figura 8. Irreversibilidades de um processo, para um sistema em estado estacionário.

Uma perda de exergia num processo representa a perda de oportunidade de produção de trabalho útil, constituindo um processo termodinamicamente ineficiente.

De um modo simplista, a segunda lei da termodinâmica diz que se tem de perder algo para se ganhar algo. Esta perda, obrigatória pelas leis da natureza, em qualquer processo termodinâmico, é engrossada pelas perdas devidas ao uso incompleto e pouco eficiente do potencial da fonte energética que alimenta o processo, um combustível por exemplo. Conversores de energia transformam parcialmente uma forma de exergia noutra; a parte não convertida é consumida como “combustível” da conversão. Assim, o rendimento real é a razão entre a exergia que sai (produzida) e a que entra (fornecida) no processo, e logicamente, é sempre menor que a unidade.

O limite teórico do rendimento de uma transformação exergética é 100 %, ou seja, quando não há dissipação de energia no processo, o que corresponde a uma destruição de exergia. A busca deste limite implica grandes investimentos de capital ou tempo. O equilíbrio nesta busca consiste em custos operacionais (para o combustível), versus custos de capital (para equipamentos e tempo). O desafio é otimizar este equilíbrio e, concomitantemente, verificar qual é o processo energético indicado para cada caso o qual não é, necessariamente, o mais barato.

A exergia apresenta algumas características que a seguir se descrevem:

- Um sistema em equilíbrio com o seu ambiente não tem exergia. Não ocorrem diferenças de temperatura, pressão, concentração, pelo que não existe uma força motriz para que ocorra um qualquer processo;
- A exergia de um sistema aumenta quanto mais este se desvia do meio ambiente. Por exemplo, uma determinada quantidade de água quente tem maior exergia durante o inverno do que num dia quente de verão;
- Quando a energia perde a sua qualidade, a exergia é destruída. Exergia é a parte de energia que é útil, pelo que apresenta valor económico;
- Exergia, por definição, não só depende do estado de um sistema, como também do estado do meio ambiente;
- O rendimento exergético é uma medida da aproximação à idealidade (ou reversibilidade). Tal aproximação à idealidade, não é necessariamente correcta em termos de rendimentos energéticos, que frequentemente são falaciosos;
- Exergia, em geral, pode considerar-se como um recurso valioso. As formas de energia com elevada quantidade de exergia são mais valorizadas e úteis que as com baixa exergia (Dincer *et al.*, 2007).

3.3. Considerações teóricas para o cálculo da exergia

Segundo Kotas (1985), a exergia pode ser definida como o ‘máximo trabalho possível de ser obtido de uma dada forma de energia usando os parâmetros ambientais como estado de referência’. Portanto, a exergia é função do estado do sistema e do meio e pode ser entendida como uma medida do “desvio” dos potenciais termodinâmicos do sistema em relação aos potenciais termodinâmicos do meio ambiente. O seu valor é o trabalho obtido através de processos reversíveis, de troca de calor, trabalho e matéria somente com o meio ambiente, através dos quais o sistema é levado do seu estado inicial ao de equilíbrio físico e químico com o ambiente (Alves, 2007).

Por seu turno, o ambiente, para o método exergético, é admitido como um grande corpo ou meio em perfeito estado de equilíbrio termodinâmico, capaz de absorver quaisquer quantidades de calor, trabalho e massa sem que se alterem a sua temperatura, pressão e composição química.

Existem dois possíveis estados de equilíbrio entre o sistema e o ambiente:

- **Equilíbrio restrito** em que o sistema e o ambiente estão à mesma temperatura e pressão. O termo equilíbrio restrito advém do facto de somente a temperatura e a pressão do sistema estarem em equilíbrio com o ambiente, existindo uma barreira que impede a transferência de massa. O potencial químico das espécies que compõem o sistema é diferente do potencial do meio;
- **Equilíbrio lato** em que o sistema e o meio estão em equilíbrio térmico, mecânico (pressão) e químico. No equilíbrio lato, os potenciais químicos das substâncias que integram o sistema e as do ambiente são iguais, o sistema está então no chamado *estado morto ou inerte*. Neste estado o sistema possui energia, mas não possui exergia.

A exergia pode ser perdida ou destruída de acordo com o grau de irreversibilidade do processo. Os processos reais contêm, necessariamente, algum grau de irreversibilidade, donde se conclui que a exergia de um sistema isolado, que sofre um processo qualquer, tende sempre a diminuir da mesma forma que a entropia do sistema tende sempre a aumentar. A variação da exergia num sistema pode ser associada a uma transferência de trabalho, a uma transferência de calor ou a um caudal mássico:

- **Exergia associada à transferência de trabalho**

Exergia é definida como o máximo trabalho que pode ser extraído de um sistema, em dadas condições, logo a exergia é o próprio trabalho.

- **Exergia associada à transferência de calor**

A máxima capacidade de geração de trabalho que uma transferência de calor pode fornecer em processos de troca térmica, a qual depende das temperaturas da fonte e do ambiente. O seu valor é calculado considerando o funcionamento de um motor de Carnot que operaria recebendo calor à temperatura da fonte de calor e rejeitando calor à temperatura ambiente.

- **Exergia associada a um caudal mássico em regime permanente**

A exergia de um caudal mássico é igual à quantidade de trabalho que pode ser obtido quando o escoamento é trazido do seu estado inicial ao estado morto por processos reversíveis de interação com o ambiente (Kotas, 1985).

4. Balanços energéticos e exergéticos

4.1. Introdução

A auditoria da Fábrica de Aromáticos tem como objetivo, numa primeira fase, fazer uma análise energética geral à unidade. Esta é feita com o intuito de se aferir o rendimento energético da unidade, isto é, obter um rácio entre a energia útil e a despendida. Depois de definido este rendimento é necessário realizar, na medida do possível, uma análise mais fina para se tentar perceber quais os equipamentos e processos que são consumidores intensivos de energia e para quantificar os seus pesos relativos nos consumos totais. Esta subsequente estratificação de consumos tem como finalidade perceber em que sectores, equipamentos ou processos da FAR, é possível atuar de forma a aumentar o rendimento energético, ou então, quais os equipamentos, processos ou correntes de onde é possível retirar proveitos energéticos para a realização de outras funções, ou seja quais as correntes energeticamente úteis que, de momento, estão a ser desaproveitadas. Permite também avaliar as quantidades de energia utilizadas no aquecimento, arrefecimento e processo fabril da unidade (Pinho, 2011).

A análise energética será, numa segunda fase, complementada por uma análise exergética, com a finalidade de se quantificar a energia que pode ser convertida em trabalho, ou seja, a qualidade da energia. Assim, é possível ter uma ideia de quais os equipamentos, processos e correntes onde se dão as maiores perdas, bem como quantificar o potencial de melhoria que cada um deles possui. Esta análise permite assim identificar onde se deverá atuar na unidade para esta se tornar mais eficiente.

Com vista à concretização da análise energética foi necessário realizar um levantamento das quantidades energéticas que são fornecidas, das quantidades energéticas classificadas como úteis e das que dizem respeito a perdas na unidade. O levantamento foi feito através da leitura de valores diários dos diversos equipamentos no ano 2011, meses de Janeiro, Fevereiro, Março, Abril, Maio, Junho e em parte do mês de Julho. A refinaria efetua paragens para manutenção em meados de Julho que se prolongam até meados de Setembro, razão pela qual não foram utilizados valores relativos a este período. Considerou-se esta base de dados suficientemente representativa do correto e normal funcionamento da unidade. Com base nestes valores diários, efetuaram-se as respetivas médias mensais e posteriormente as médias anuais de todas as medições que serão tidas em conta na análise. Entre valores de caudais, temperatura e pressão de correntes e utilidades, bem como as respetivas composições, foram trabalhados cerca de 156 000 dados.

Relativamente às formas de energia que são fornecidas a esta unidade, estas são: energia térmica, química e elétrica. A energia elétrica é fornecida às bombas, ventiladores, iluminação e o seu valor é quantificado com a informação proveniente das utilidades da refinaria através da energia consumida nas três subestações que alimentam a fábrica e que são conhecidas pelas designações R1 e R2 e J. A energia química é fornecida sobre forma de combustível, fuelóleo e fuel-gás, utilizados para fornecer energia térmica à FAR, através das fornalhas. Os seus valores são quantificados através das folhas de cálculo de controlo fornecidas pela refinaria. A restante energia térmica é fornecida através de vapor de média e alta pressão também proveniente da Fábrica de Utilidades, sendo esta energia também quantificada através das respetivas folhas de cálculo de controlo. Refira-se, no entanto, que alguns dados fornecidos pela refinaria, têm um desvio padrão apreciável, da mesma ordem de grandeza dos valores medidos, pelo que se depreende que alguns equipamentos de medição poderão não estar adequados ao regime de funcionamento da unidade em causa. Como outra possível causa, poderá apontar-se a hipótese de esses equipamentos estarem danificados ou mal calibrados. Pelo exposto, sugere-se a reparação dos ditos equipamentos, ou a sua substituição por outros equipamentos mais adequados aos regimes de funcionamento. Como exemplo desta situação, refira-se o elevado desvio padrão associado ao consumo de combustíveis, fuelóleo e fuel-gás, nas fornalhas das Unidades 0300/0400. Na FAR, o caudal de reformado na Un-0100 e o caudal de solvente utilizado na Un-0200, serão contabilizados no balanço energético como fornecedores de energia térmica. Estas duas correntes foram igualmente quantificadas a partir das folhas de cálculo de controlo. Existem também correntes de água de arrefecimento que não possuem relevância energética para a análise, pelo que apenas foram contabilizadas aquando da definição das perdas energéticas da unidade. Do lado das energias úteis que são obtidas na FAR, foram tidas em conta as correntes processuais que abandonam as diferentes unidades: cortes de C5's (gasolinas leves), cortes de benzeno, tolueno, para-xileno, orto-xileno, e solventes produzidos na Un-0500 da FAR.

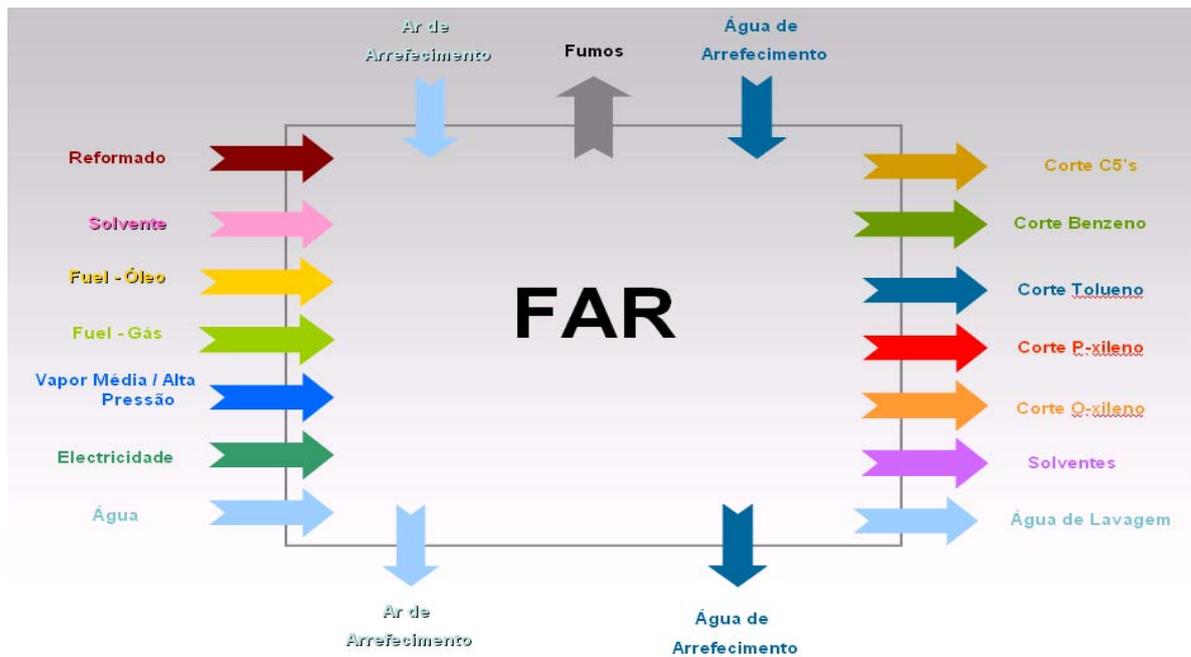


Figura 9. Entradas e saídas de energia da FAR.

Foram também analisadas as perdas energéticas na FAR associadas aos processos de arrefecimento e as ocorridas através dos fumos emitidos para a atmosfera (Figura 9).

Para validação dos formulários da análise energética e exergética, foi efetuada uma análise preliminar à Un-0100. Esta análise, tal como no trabalho desenvolvido por Costa (2012), foi realizada considerando o ambiente como estado de referência. Foi necessário, portanto, fazer um levantamento das temperaturas ambientais nos meses em análise e com base nas médias mensais calcular a temperatura média anual. Esta temperatura média anual, apesar de não entrar com todos os meses do ano, é, nesta análise, considerada como representativa da efetiva média anual, tal como foi considerado para os valores das medições dos equipamentos. Estes valores podem ser consultados na Tabela 3.

Tabela 3. Temperaturas médias mensais e temperatura média anual

Temperaturas médias mensais		
Mês	Temperatura (°C)	Temperatura (K)
Janeiro	12	285,2
Fevereiro	13	286,2
Março	15	288,2
Abril	16	289,2
Maio	18	291,2
Junho	20	293,2
Julho	21	294,2
Temperatura média anual	16,43	289,2

Todas as propriedades termodinâmicas e termoquímicas foram calculadas para uma temperatura média entre a temperatura do estado de referência e a temperatura da corrente em análise. As exceções são a quantificação das propriedades das correntes onde ocorrem mudanças de fase: as propriedades da fase líquida são calculadas entre a temperatura do estado de referência e a temperatura de ebulição; e as propriedades da fase gasosa, entre a temperatura de ebulição e a temperatura da corrente em análise.

Após validação dos formulários, todos os balanços energéticos e exergéticos efetuados à FAR passaram a ser realizados tomando como temperatura de referência 0 °C. A utilização desta temperatura de referência tem a ver com a posterior análise exergética para a qual a temperatura ambiente foi considerada 0 °C.

Para a análise dos equipamentos que compõem cada uma das unidades, foram necessários, para além das temperaturas das correntes em análise, os caudais dessas correntes. No entanto, foi impossível analisar todos os equipamentos, uma vez que a refinaria não dispunha de todos estes dados, o que inevitavelmente se veio a refletir no elevado valor de perdas térmicas e irreversibilidades não contabilizadas. No caso particular da Un-0200, foram analisados treze equipamentos, em detrimento de seis que não foram alvo de estudo por falta de dados de caudais, ou seja, cerca de metade dos equipamentos analisados. No caso da Un-0500, foram analisados cinco equipamentos, e outros cinco não foram alvo de estudo por falta de dados de caudais e temperaturas. Esta situação, associada à inconsistência de alguns dados, permite dizer que este estudo tem uma incerteza significativa associada à quantificação das perdas e irreversibilidades não contabilizadas, pelo que as conclusões retiradas deverão ser analisadas à luz desta condição.

No total, este trabalho implicou a elaboração de 80 folhas para o cálculo de análise energética e exergética, sendo estas para análise de 57 equipamentos e 23 correntes.

4.2. Balanço energético

No balanço energético efetuado neste estudo, é assumida a condição de funcionamento em regime permanente. Então, nestas condições, para um processo finito com diversas entradas e saídas do volume de controlo a equação do balanço mássico, isto é a equação da continuidade, é

$$\sum \dot{m}^e_i = \sum \dot{m}^s_i \quad (4.2.1)$$

em que \dot{m}^e_i é o caudal de entrada da corrente i e \dot{m}^s_i é o caudal de saída da corrente i do volume de controlo.

A equação do balanço energético, a Primeira Lei da Termodinâmica para um volume de controlo a evoluir em regime permanente e desprezando as variações de energia cinética e potencial, nestas condições é

$$\dot{Q} + \dot{W} = \sum_s \dot{m}_i h_i - \sum_e \dot{m}_i h_i \quad (4.2.2)$$

em que \dot{Q} é a potência calorífica e \dot{W} é a potência trabalho. Os caudais mássicos tanto nesta equação da energia como na equação da continuidade estão expressos em valor absoluto.

Para o cálculo das variações de entalpia dos componentes das correntes de processo adotou-se o seguinte procedimento:

Para a fase líquida, considera-se o líquido incompressível de modo que

$$du = dh = cdT \quad (4.2.3)$$

Para a fase gasosa, considera-se que o vapor tem um comportamento que se aproxima do comportamento de gás perfeito, de modo que

$$dh = c_p dT \quad (4.2.4)$$

Esta aproximação tem a ver com a dificuldade de se encontrar tabelas de vapor para os vários componentes das correntes de processo. Pelo contrário, os calores específicos quer sob a forma de tabelas, quer sob a forma de polinómios, são mais fáceis de encontrar na literatura.

4.3. Correntes de entrada e de saída

A análise realizada aos compostos terá em conta os pressupostos referidos anteriormente nas equações (4.2.3) e (4.2.4), mas às quais será necessário realizar alguns ajustes de forma a serem aplicáveis aos compostos orgânicos em causa e à situação em análise. Assim, e uma vez que nos fluidos em jogo por vezes ocorre a alteração de fase em alguns compostos, é necessário, para o cálculo das suas entalpias, recorrer aos calores específicos para a fase líquida e para a fase gasosa, mais as correspondentes entalpias de vaporização ou de condensação.

No caso da fase gasosa vai-se considerar, para os vapores em questão, comportamento de gás perfeito de acordo com a equação (4.2.4). Caso contrário, seriam necessárias tabelas termodinâmicas ou correlações para o cálculo de entalpia para todos os componentes existentes nas correntes em análise. Porém, como tal informação não está disponível irá recorrer-se aos calores específicos, sob a forma de polinómios ou tabelas.

Para se saber quais as fases, líquido ou gasosa, em que os diferentes componentes se encontram, é necessário saber as suas temperaturas de ebulição. Estas são avaliadas atendendo à pressão dos fluidos nos diversos pontos em análise. Através dessa pressão, usando uma equação derivada da equação de Clapeyron, a equação de Antoine na forma estendida (4.3.1), determina-se a temperatura de ebulição de cada composto (Yaws, 1999).

$$\log_{10} P^{vap} = A + \frac{B}{T_{eb}} + C \log_{10} T_{eb} + D T_{eb} + E T_{eb}^2 \quad (4.3.1)$$

Nesta equação, A, B, C, D e E são as constantes de Antoine na sua forma estendida para o composto em causa. A pressão de vaporização (P^{vap}) vem em milímetros de mercúrio e a temperatura de ebulição (T_{eb}) em Kelvin. Por comparação da temperatura do componente em análise com a respetiva temperatura de ebulição, é possível definir-se a fase desse componente.

Os coeficientes de Antoine na forma estendida, para alguns dos compostos em análise, podem ser consultados na Tabela 4.

Tabela 4. Coeficientes de Antoine na forma estendida (Perry e Green, 1997).

Coeficientes de Antoine na forma estendida									
	Composto	Fórmula química	A	B	C	D	E	T min. (K)	T max. (K)
Não-aromáticos	Pentano	C ₅ H ₁₂	33,32	-2422,70	-9,24	9,02x10 ⁻¹¹	4,11x10 ⁻⁶	143,42	469,65
	Hexano	C ₆ H ₁₄	69,74	-3627,80	-23,93	1,28x10 ⁻²	-1,68x10 ⁻¹³	177,84	507,43
	Heptano	C ₇ H ₁₆	65,03	-3818,80	-21,68	1,04x10 ⁻²	1,02x10 ⁻¹⁴	182,56	540,26
C6's	Benzeno	C ₆ H ₆	31,77	-2725,40	-8,44	-5,35x10 ⁻⁹	2,72x10 ⁻⁶	278,68	562,16
C7's	Tolueno	C ₇ H ₈	34,08	-3037,90	-9,16	1,03x10 ⁻¹¹	2,70x10 ⁻⁶	178,18	591,79
C8's	Etilbenzeno	C ₈ H ₁₀	36,20	-3340,20	-9,80	-1,15x10 ⁻¹¹	2,58x10 ⁻⁶	178,15	617,17
	m-Xileno	C ₈ H ₁₀	34,68	-3298,10	-9,26	-4,36x10 ⁻¹⁰	2,41x10 ⁻⁶	225,30	617,05
	o-Xileno	C ₈ H ₁₀	37,24	-3457,30	-10,13	9,07x10 ⁻¹¹	2,61x10 ⁻⁶	247,98	630,37
	p-Xileno	C ₈ H ₁₀	60,05	-4015,90	-19,44	8,29x10 ⁻³	2,36x10 ⁻¹²	286,41	616,26
C9's	Propilbenzeno	C ₉ H ₁₂	39,82	-3697,80	-10,96	8,74x10 ⁻¹¹	2,70x10 ⁻⁶	173,67	638,38
C10's	Butilbenzeno	C ₁₀ H ₁₄	49,97	-4398,10	-14,35	4,21x10 ⁻¹¹	3,44x10 ⁻⁶	185,30	660,55
C11's	Undecano	C ₁₁ H ₂₄	82,92	-5608,50	-27,33	1,05x10 ⁻²	7,09x10 ⁻¹³	247,57	638,76

Nos restantes compostos, foi aplicada outra versão da equação de Antoine (Eq. 4.3.2), em que a pressão de vaporização (P^{vap}) é dada em milímetros de mercúrio e a temperatura de ebulição (T_{eb}) em °C.

$$\log_{10} P^{vap} = A - \frac{B}{C + T_{eb}} \quad (4.3.2)$$

Os coeficientes de Antoine para a equação 4.3.2, para os compostos em análise, podem ser consultados na Tabela 5.

Tabela 5. Coeficientes de Antoine na forma estendida (Perry e Green, 1997).

	Composto	Fórmula química	A	B	C	T min. (°C)	T max. (°C)
Inorgânicos	Água	H ₂ O	8,07	1730,63	233,43	1,00	100,00
Não-Aromáticos	Metano	CH ₄	6,70	405,42	267,78	-181,00	-152,00
	Etano	C ₂ H ₆	6,83	663,70	256,47	-143,00	-75,00
	Propano	C ₃ H ₈	6,80	803,81	246,99	-108,00	-25,00
	Butano	C ₄ H ₁₀	6,81	935,86	238,73	-78,00	19,00
	Ciclohexano	C ₆ H ₁₂	6,84	1201,53	222,65	6,0	105,00
	Metilciclohexano	C ₇ H ₁₄	6,82	1270,76	221,42	-3,00	127,00
C10's	p-DEB	C ₁₀ H ₁₄	7,00	1588,31	201,97	63,00	214,00

Os calores específicos dos compostos em fase líquida são calculados de duas formas. Quando o composto em causa está na fase líquida, é usada uma temperatura média entre a temperatura do estado de referência e a temperatura do fluido,

$$T_{med.ll} = \frac{T_a + T_f}{2} \quad (4.3.3)$$

em que $T_{med.ll}$ é a temperatura média de líquido do composto no estado líquido, T_a a temperatura do estado de referência, que será de 0 °C no presente trabalho, e de 16,43 °C no trabalho desenvolvido em Costa (2012) e utilizado para a validação dos formulários desenvolvidos no presente trabalho e T_f a temperatura do fluido no ponto em análise.

Quando o composto se encontra na fase gasosa, o calor específico correspondente ao seu trajecto na fase líquida é calculado para uma temperatura média entre a temperatura do estado de referência e a temperatura de ebulição do composto,

$$T_{med.lg} = \frac{T_a + T_{eb}}{2} \quad (4.3.4)$$

sendo $T_{med.lg}$, a temperatura média no trajeto líquido-gás, T_a , a temperatura do estado de referência e T_{eb} a temperatura de ebulição do composto.

Em qualquer dos casos é usada a correlação (4.3.5), proposta por Yaws (1999) para o cálculo dos calores específicos em fase líquida, expressos em kJ/(kmol K),

$$\bar{c} = A + B T + C T^2 + D T^3 + E T^4 \quad (4.3.5)$$

em que A, B, C e D são as constantes da correlação e T é a temperatura em Kelvin.

Usando a equação (4.3.5) e transformando-a em duas equações, uma para o fluido no estado líquido e outra para o fluido no estado gasoso, de acordo com a situação pretendida para análise, obtêm-se as duas equações que se seguem.

$$\bar{c}_{ll} = A + B T_{med.ll} + C T_{med.ll}^2 + D T_{med.ll}^3 + E T_{med.ll}^4 \quad (4.3.6)$$

em que \bar{c}_{ll} é o calor específico de líquido em fase líquida, e

$$\bar{c}_{lg} = A + B T_{med.lg} + C T_{med.lg}^2 + D T_{med.lg}^3 + E T_{med.lg}^4 \quad (4.3.7)$$

em que \bar{c}_{lg} é o calor específico, expresso em kJ/(kmol K), correspondentes ao trajeto na fase líquida do fluido em fase gasosa. As constantes da correlação podem ser consultadas na Tabela 6.

Tabela 6. Coeficientes de correlação para calores específicos em fase líquida (Perry e Green, 1997).

Composto	Fórmula química	A	B	C	D	E	Massa molar (kg/kmol)	
Não Aromáticos	Pentano	C ₅ H ₁₂	80,641	0,622	-2,27x10 ⁻³	3,74x10 ⁻⁶	0,00	72,15
	Hexano	C ₆ H ₁₄	78,848	0,887	-2,95x10 ⁻³	4,20x10 ⁻⁶	0,00	86,17
	Ciclohexano	C ₆ H ₁₂	2,21x10 ⁵	3118,3	-9,4216	1,07x10 ⁻²	0,00	84,161
	Heptano	C ₇ H ₁₆	101,121	0,977	-3,07x10 ⁻³	4,18x10 ⁻⁶	0,00	100,20
	Metilciclohexano	C ₇ H ₁₄	131340	-63,1	0,8125	0,00	0,00	98.188
	1,1-dimetilciclohexano	C ₈ H ₁₆	134500	8,765	0,81151	0,00	0,00	112,22
	Etilciclohexano	C ₈ H ₁₆	132360	72,74	0,6647	0,00	0,00	112,22
C6's	Benzeno	C ₆ H ₆	-31,662	1,3043	-3,61x10 ⁻³	3,82x10 ⁻⁶	0,00	78,11
C7's	Tolueno	C ₇ H ₈	83,703	0,5167	-1,49x10 ⁻³	1,97x10 ⁻⁶	0,00	92,14
C8's	Etilbenzeno	C ₈ H ₁₀	102,111	0,8045	-2,19x10 ⁻³	2,51x10 ⁻⁶	0,00	106,17
	m-Xileno	C ₈ H ₁₀	70,916	0,8045	-2,19x10 ⁻³	2,51x10 ⁻⁶	0,00	106,17
	o-Xileno	C ₈ H ₁₀	56,46	0,94926	-2,49x10 ⁻³	2,68x10 ⁻⁶	0,00	106,17
	p-Xileno	C ₈ H ₁₀	-11,035	1,5158	-3,90x10 ⁻³	3,92x10 ⁻⁶	0,00	106,17
C9's	Propilbenzeno	C ₉ H ₁₂	123,471	0,620	-1,69x10 ⁻³	2,16x10 ⁻⁶	0,00	120,19
	1,2,4-Trimetilbenzeno	C ₉ H ₁₂	1,789x10 ⁵	-128,47	0,83741	0,00	0,00	120,19
C10's	Butilbenzeno	C ₁₀ H ₁₄	140,161	0,72011	-1,89x10 ⁻³	2,31x10 ⁻⁶	0,00	134,22
	p-DEB	C ₁₀ H ₁₄	145600	248,7	0,187	0,00	0,00	134,22
C11's	Undecano	C ₁₁ H ₂₄	163,989	0,84271	-2,14x10 ⁻³	2,49x10 ⁻⁶	0,00	156,31
Inorgânico	Água	H ₂ O	276370	-2090,1	8,125	-1,4x10 ⁻²	9,4x10 ⁻⁶	18,015

No caso de os compostos estarem em fase gasosa os calores específicos correspondentes ao trajeto nesta fase, são calculados usando uma temperatura média entre a temperatura de ebulição e a temperatura do fluido,

$$T_{med.vg} = \frac{T_{eb} + T_f}{2} \quad (4.3.8)$$

em que $T_{med.vg}$ é a temperatura média de vapor do composto no estado gasoso, T_{eb} a temperatura de ebulição em Kelvin e T_f a temperatura do fluido em Kelvin.

São usadas duas correlações propostas por Perry e Green (1997) para o cálculo dos calores específicos, expressos em kJ/(kmol K), em fase gasosa. A primeira, equação (4.3.9), aplica-se ao

propilbenzeno e a segunda, equação (4.3.10), aplica-se aos restantes compostos.

$$\bar{c}_p = C1 + C2 \ln(T_{med.vg}) + \frac{C3}{T_{med.vg}} + C4 T_{med.vg} \quad (4.3.9)$$

$$\bar{c}_p = C1 + C2 \left[\frac{\frac{C3}{T_{med.vg}}}{\sinh\left(\frac{C3}{T_{med.vg}}\right)} \right]^2 + C4 \left[\frac{\frac{C5}{T_{med.vg}}}{\cosh\left(\frac{C5}{T_{med.vg}}\right)} \right]^2 \quad (4.3.10)$$

em que C1, C2, C3 e C4 são as constantes da correlação e as temperaturas estão expressas em Kelvin.

As constantes da correlação podem ser consultadas na Tabela 7 e podem ser aplicadas na gama de temperaturas de 200 K até 1500 K.

Tabela 7. Coeficientes de correlação para calores específicos em fase gasosa (Perry e Green,1997).

Composto		Fórmula química	C1	C2	C3	C4	C5	Massa molar (kg/kmol)
Não Aromáticos	Pentano	C ₅ H ₁₂	88050	301100	1650,2	189200	747,6	72,15
	Hexano	C ₆ H ₁₄	104400	352300	1694,6	236900	761,6	86,17
	Ciclohexano	C ₆ H ₁₂	43200	373500	1192	163500	-530,1	84,161
	Heptano	C ₇ H ₁₆	120150	400100	1676,6	274000	756,4	100,20
	Metilciclohexano	C ₇ H ₁₄	92270	411500	1650,4	290060	779,48	98,188
	1,1-dimetilciclohexano	C ₈ H ₁₆	107760	467180	1654	333970	792,5	112,22
	Etilciclohexano	C ₈ H ₁₆	110590	463060	1662,8	329900	781,1	112,22
Aromáticos C6's	Benzeno	C ₆ H ₆	44420	232050	1494,6	172130	-678,15	78,11
Aromáticos C7's	Tolueno	C ₇ H ₈	58140	286300	1440,6	189800	-650,43	92,14
Aromáticos C8's	Etilbenzeno	C ₈ H ₁₀	133160	44,507	0,39645	0,00	0,00	106,17
	m-Xileno	C ₈ H ₁₀	75680	339240	1496	224700	-675,9	106,17
	o-Xileno	C ₈ H ₁₀	85210	329540	1494,4	211500	-675,8	106,17
	p-Xileno	C ₈ H ₁₀	75120	339700	1492,8	224700	-675,1	106,17
Aromáticos C9's	Propilbenzeno	C ₉ H ₁₂	-2148270	380700	54701	-171,3	0,00	120,19
	1,2,4-Trimetilbenzeno	C ₉ H ₁₂	101060	383140	1501	239500	678,3	120,19
Aromáticos C10's	Butilbenzeno	C ₁₀ H ₁₄	131860	430360	1773,4	325700	811,9	134,22
	p-DEB	C ₁₀ H ₁₄	131860	430360	1773,4	325700	811,9	134,22
C11 Inorgânico	Undecano	C ₁₁ H ₂₄	195290	609980	1708,7	413020	775,4	156,31
	Água	H ₂ O	33360	26790	2610,5	8900	1169	18,015

Para os restantes componentes, nomeadamente para os que compõem o solvente que entra na Un-0200 (Monoetilenoglicol (MEG), Dietilenoglicol (DEG) e N-metil-2-pirrolidona (NMP)) e para os gases metano, etano, propano e butano, os calores específicos foram determinados a partir de valores experimentais em função da temperatura. Os valores representados nas tabelas 8 a 15, foram retirados das referências bibliográficas indicadas, tendo sido ajustadas retas ou polinómios de grau superior pelo método dos mínimos quadrados.

Tabela 8. Calor específico do NMP em função da temperatura.

(Vasilev V.A., Novikov A.N., Izv.Vyssh.Uchebn.Zaved.Khim.Khim.Tekhnol., 32(12), 53-56, 1989)

Composto	T min. (K)	c (kJ/(kg.K))
NMP	288	1,74
	298	1,75
	308	1,76
	323	1,80

Tabela 9. Calor específico do MEG em função da temperatura.

(Vasilev V.A., Novikov A.N., Izv.Vyssh.Uchebn.Zaved.Khim.Khim.Tekhnol., 32(12), 53-56, 1989)

Composto	T min. (K)	c (kJ/(kg.K))
MEG	273,15	2,30
	298,15	2,39
	323,15	2,50

Tabela 10. Calor específico do MEG em função da temperatura.

(Vasilev V.A., Novikov A.N., Izv.Vyssh.Uchebn.Zaved.Khim.Khim.Tekhnol., 32(12), 53-56, 1989)

Composto	T min. (K)	c (kJ/(kg.K))
DEG	298,15	2,31
	348,15	2,50
	423,15	2,75

Tabela 11. Calor específico do H₂ em função da temperatura.

(http://www.engineeringtoolbox.com/hydrogen-d_976.html)

Composto	T min. (K)	c (kJ/(kg.K))
H₂	200	13,53
	225	13,83
	250	14,05
	275	14,20
	300	14,31
	325	14,38
	350	14,43
	375	14,46
	400	14,48
	450	14,50
	500	14,51
	550	14,53
600	14,55	

Tabela 12. Calor específico do metano em função da temperatura.

(Vasilev V.A., Novikov A.N., Izv.Vyssh.Uchebn.Zaved.Khim.Khim.Tekhnol., 32(12), 53-56, 1989)

Composto	T min. (K)	c (kJ/(kg.K))
Metano	298,15	2,22
	373,15	2,50
	473,15	2,80
	673,15	3,50

Tabela 13. Calor específico do etano em função da temperatura.

(Vasilev V.A., Novikov A.N., Izv.Vyssh.Uchebn.Zaved.Khim.Khim.Tekhnol., 32(12), 53-56, 1989)

Composto	T min. (K)	c (kJ/(kg.K))
Etano	298,15	1,75
	373,15	2,00
	473,15	2,50
	673,15	3,25

Tabela 14. Calor específico do propano em função da temperatura.

(Vasilev V.A., Novikov A.N., Izv.Vyssh.Uchebn.Zaved.Khim.Khim.Tekhnol., 32(12), 53-56, 1989)

Composto	T min. (K)	c (kJ/(kg.K))
Propano	298,15	1,67
	373,15	2,00
	473,15	2,50
	673,15	3,20

Tabela 15. Calor específico do butano em função da temperatura.

(Vasilev V.A., Novikov A.N., Izv.Vyssh.Uchebn.Zaved.Khim.Khim.Tekhnol., 32(12), 53-56, 1989)

Composto	T min. (K)	c (kJ/(kg.K))
Butano	273,15	1,50
	298,15	1,68
	373,15	2,00
	473,15	2,50

Quando os compostos se encontram em fase gasosa é necessário ter em conta a energia relativa ao calor latente de vaporização. Esta é calculada a partir da correlação (4.3.11) proposta por Perry e Green (1997) para as entalpias de vaporização específicas.

$$\overline{\Delta h}_{vap} = C_1 (1 - T_r)^{C_2 + C_3 T_r + C_4 T_r^2} \quad (4.3.11)$$

em que $\overline{\Delta h}_{vap}$ é a entalpia de vaporização específica molar, C_1 , C_2 , C_3 e C_4 são as constantes da correlação e T_r é a temperatura reduzida calculada a partir da expressão (4.4.12).

$$T_r = \frac{T_{eb}}{T_c} \quad (4.3.12)$$

Esta temperatura é o quociente entre a temperatura de ebulição e a temperatura do ponto crítico (T_c) de cada composto.

As constantes de correlação e as temperaturas do ponto crítico são apresentadas na Tabela 16 e a entalpia de vaporização, $\overline{\Delta h}_{vap}$, obtém-se da equação (4.3.11) em J/kmol. As temperaturas na equação (4.3.12) são expressas em Kelvin.

Tabela 16. Coeficientes de correlação para as entalpias de vaporização específicas e temperaturas do ponto crítico (Perry e Green, 1997).

Coeficientes de correlação para as entalpias de vaporização específicas								
Composto	Fórmula química	C1	C2	C3	C4	Massa molar (kg/kmol)	T _c (K)	
Não-aromáticos	Metano	CH ₄	1,0194x10 ⁷	0,26087	-0,14694	0,22154	16,04	190,56
	Etano	C ₂ H ₆	2,1091x10 ⁷	0,60646	-0,55492	0,32799	30,07	305,32
	Propano	C ₃ H ₈	2,9209x10 ⁷	0,78237	-0,77319	0,39246	44,09	369,83
	Butano	C ₄ H ₁₀	3,6238x10 ⁷	0,8337	-0,82274	0,39613	58,12	425,12
	Pentano	C ₅ H ₁₂	3,9109x10 ⁷	0,38681	0,0000	0,0000	156,31	469,8
	Hexano	C ₆ H ₁₄	4,4544x10 ⁷	0,39002	0,0000	0,0000	72,15	507,6
	Ciclohexano	C ₆ H ₁₂	4,494x10 ⁷	0,3974	0,0000	0,0000	84,16	553,58
	Heptano	C ₇ H ₁₆	5,0014x10 ⁷	0,38795	0,0000	0,0000	86,17	540,2
	Metilciclohexano	C ₇ H ₁₄	4,7534x10 ⁷	0,39461	0,0000	0,0000	98,19	572,19
	1,1-dimetilciclohexano	C ₈ H ₁₆	5,0402x10 ⁷	0,4036	0,0000	0,0000	112,22	591,15
Etilciclohexano	C ₈ H ₁₆	5,0383x10 ⁷	0,41763	0,0000	0,0000	112,22	609,15	
Aromáticos C6's	Benzeno	C ₆ H ₆	4,7500x10 ⁷	0,45238	0,0534	-0,1181	0,00	562,2
Aromáticos C7's	Tolueno	C ₇ H ₈	5,0144x10 ⁷	0,38590	0,0000	0,0000	78,11	591,8
Aromáticos C8's	Etilbenzeno	C ₈ H ₁₀	5,4640x10 ⁷	0,39200	0,0000	0,0000	92,14	617,2
	m-Xileno	C ₈ H ₁₀	5,4600x10 ⁷	0,37260	0,0000	0,0000	106,17	617,1
	o-Xileno	C ₈ H ₁₀	5,5330x10 ⁷	0,37700	0,0000	0,0000	106,17	630,3
	p-Xileno	C ₈ H ₁₀	5,3740x10 ⁷	0,36560	0,0000	0,0000	106,17	616,2
Aromáticos C9's	Propilbenzeno	C ₉ H ₁₂	5,7663x10 ⁷	0,39560	0,0000	0,0000	106,17	638,3
	1,2,4-trimetilbenzeno	C ₉ H ₁₂	5,9126x10 ⁷	0,35632	0,0000	0,0000	120,19	649,13
Aromáticos C10's	Butilbenzeno	C ₁₀ H ₁₄	5,7950x10 ⁷	0,39560	0,0000	0,0000	120,19	660,6
	p-DEB	C ₁₀ H ₁₄	6,3314x10 ⁷	0,40289	0,0000	0,0000	134,22	653,15
N/ Aromático C11	Undecano	C ₁₁ H ₂₄	7,2284x10 ⁷	0,40607	0,0000	0,0000	134,22	639,0
Inorgânicos	Hidrogénio	H ₂	1,013x10 ⁶	0,698	-1,817	1,447	2,016	33,19
	Água	H ₂ O	5,2053x10 ⁷	0,399	-0,212	0,25795	18,015	647,13

As entalpias específicas dos compostos são calculadas de acordo com a fase em que se encontram:

$$h_l = c_{ul} (T_f - T_a) \quad (4.3.13)$$

em que h_l é a entalpia específica da corrente na fase líquida, e

$$h_g = [c_{lg} (T_{eb} - T_a) + \Delta h_{vap} + cp_{vg}(T_f - T_{eb})] \quad (4.3.14)$$

em que h_g é a entalpia específica da corrente na fase gasosa para $T_{eb} > T_a$.

As entalpias específicas de cada um destes compostos são sempre calculadas em relação a um estado padrão ou de referência (T_a e P_a). Neste estudo, usaram-se como referência, 0 °C e 1 atm, para que o procedimento de cálculo seja compatível com o estado ambiente de referência usado nos cálculos exergéticos, ou seja $T_a = 0$ °C e $P_a = 1$ atm. No entanto, para os dados termoquímicos retirados da literatura, o estado de referência está a 25 °C e 1 atm, caso em que a simbologia adoptada é T_0 e P_0 .

As entalpias específicas dos componentes que compõem a corrente processual, entram numa média ponderada, através das suas frações mássicas, para o cálculo da entalpia de cada corrente. A entalpia de cada corrente é calculada à entrada e à saída da unidade. Assim, para uma corrente com todos os componentes no estado líquido que entra no volume de controlo tem-se,

$$\dot{H}_e = \dot{m}_f \sum h_{le_i} y_i \quad (4.3.15)$$

em que \dot{H}_e é a potência entálpica que entra no volume de controlo, \dot{m}_f o caudal mássico da corrente, h_{le_i} a entalpia específica de entrada do composto i no estado líquido e y_i a fração mássica deste composto i .

Quando há compostos no estado líquido e outros no estado gasoso tem-se,

$$\dot{H}_e = \dot{m}_f [\sum (h_{le_i} y_{li}) + \sum (h_{ge_i} y_{gi})] \quad (4.3.16)$$

em que y_{li} e y_{gi} são as frações mássicas de líquido e de gás do composto i , respetivamente. O primeiro termo diz respeito aos compostos no estado líquido e o segundo aos compostos que às condições termodinâmicas de entrada no volume de controlo, se encontram no estado gasoso. Neste caso h_{ge_i} é a entalpia específica de entrada do composto i no estado gasoso.

Para uma corrente que sai do volume de controlo, a situação é em tudo igual à anterior, alterando-se somente as temperaturas em jogo. Então, quando todos os compostos à saída do volume de controlo se encontram no estado líquido, tem-se,

$$\dot{H}_s = \dot{m}_f \sum h_{ls_i} y_i \quad (4.3.17)$$

em que \dot{H}_s é a potência entálpica que sai do volume de controlo.

Quando há compostos no estado líquido e outros no estado gasoso tem-se que,

$$\dot{H}_s = \dot{m}_f [\sum (h_{ls_i} y_{li}) + \sum (h_{gs_i} y_{gi})] \quad (4.3.18)$$

Na equação anterior h_{ls_i} representa a entalpia específica de saída do composto i no estado líquido e h_{gs_i} a entalpia específica de saída do composto i no estado gasoso. y_{li} e y_{gi} são as frações mássicas de líquido e de gás do composto i , respetivamente.

Pode-se então definir uma potência calorífica de perdas, que no caso dos condensadores e aeroarrefecedores será a diferença de entalpias de uma corrente entre a entrada e a saída do volume de controlo (4.3.19).

$$\dot{Q}_p = \dot{H}_e - \dot{H}_s \quad (4.3.19)$$

em que \dot{Q}_p é a potência calorífica relativa às perdas e, atendendo à equação acima, estas perdas vêm em valor absoluto.

Para os permutadores de calor também é possível definir uma potência calorífica de perdas (4.3.20), mas neste caso será a diferença entre a variação de potência entálpica das correntes que circulam no permutador, isto é, entre a corrente que tem como função fornecer energia térmica e a corrente que a recebe. Também neste caso se determina o valor absoluto das perdas térmicas em questão,

$$\dot{Q}_p = \Delta \dot{H}_a - \Delta \dot{H}_b \quad (4.3.20)$$

em que $\Delta \dot{H}_a$ é a diminuição de potência entálpica da corrente que fornece energia térmica no permutador (4.4.21), e $\Delta \dot{H}_b$ representa o acréscimo de potência entálpica da corrente que recebe essa energia térmica (4.3.22).

$$\Delta \dot{H}_a = \dot{H}_{ea} - \dot{H}_{sa} \quad (4.3.21)$$

em que \dot{H}_{ea} é a potência entálpica do fluido "quente" à entrada do permutador e \dot{H}_{sa} a potência entálpica do mesmo fluido à saída do permutador. Analogamente, tem-se,

$$\Delta \dot{H}_b = \dot{H}_{sb} - \dot{H}_{eb} \quad (4.3.22)$$

em que \dot{H}_{sb} é a potência entálpica do fluido "frio" à saída do permutador e \dot{H}_{eb} a potência entálpica deste fluido à entrada do permutador.

Sempre que há reação química, é necessário usar as entalpias de formação dos compostos das correntes, as quais estão tabeladas na literatura a 25°C e 1 atm. Ora o uso das entalpias de formação a 25 °C e 1 atm pressupõe que o referencial para o cálculo das entalpias deva ser este estado. Contudo, como foi antes referido, por questões de compatibilidade com a análise exergética que se segue à análise energética, optou-se por usar como referencial para o cálculo da entalpia, o estado de 0 °C e 1 atm. Ora assim sendo, é necessário dar uma pequena explicação referente às consequências que advêm do emprego de tal condição de referência ($T_a = 0\text{ °C}$ e $P_a = 1\text{ atm}$).

Considere-se então uma reação genérica de combustão em regime permanente com reagentes a entrarem no reator às condições 1 (P_1 e T_1) e os produtos a saírem do reator às condições 2 (P_2 e T_2), Figura 10.

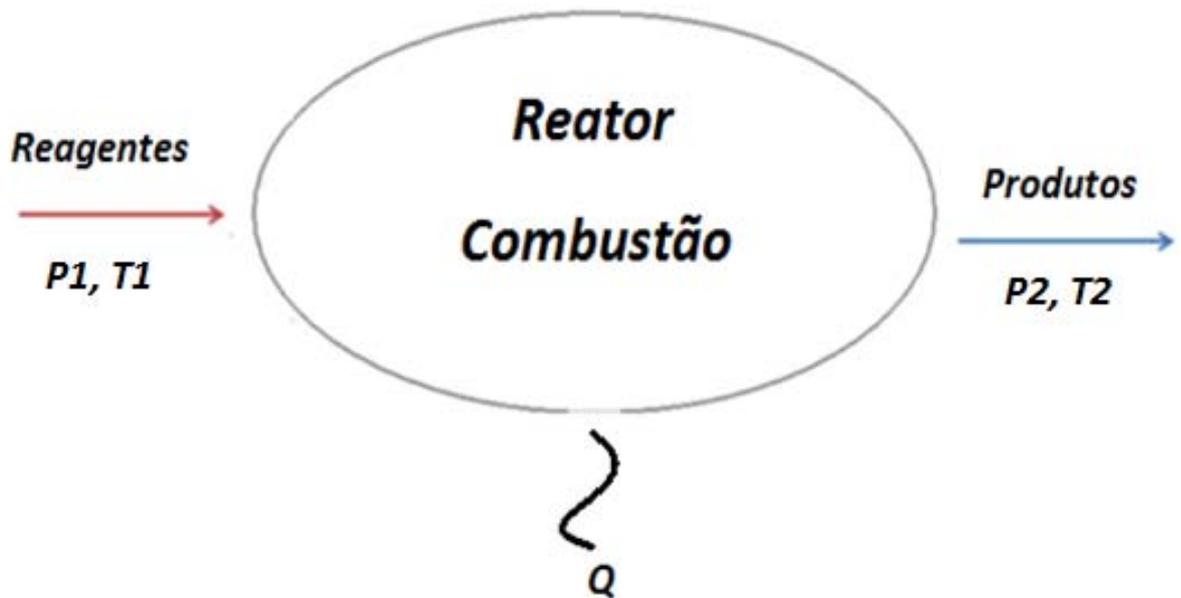


Figura 10. Representação de um reator com reação de combustão.

Pode então escrever-se do balanço energético que,

$$Q = (H_{P_2} - H_{P_0}) + (H_{P_0} - H_{R_0}) + (H_{R_0} - H_{R_1}) \quad (4.3.23)$$

onde H_{R_1} é a entalpia dos reagentes à entrada do reator, H_{R_0} é a entalpia dos reagentes no estado padrão para os cálculos termoquímicos, H_{P_0} é a entalpia dos produtos no estado padrão para os cálculos termoquímicos e H_{P_2} é a entalpia dos reagentes à saída do reator. Q é o calor trocado com o exterior do reator. No caso de todos os intervenientes na reação puderem ser considerados gases perfeitos a equação anterior toma a forma,

$$Q = \sum m_{P_i} c_{p_{P_i}} (T_2 - T_0) + m_{comb} \Delta h_0 + \sum m_{R_i} c_{p_{R_i}} (T_0 - T_1) \quad (4.3.24)$$

onde $c_{p_{R_i}}$ é o valor médio do calor específico a pressão constante para o reagente i na gama de temperaturas T_0 a T_1 e $c_{p_{P_i}}$ o valor médio do calor específico a pressão constante para o reagente i na gama de temperaturas, T_0 a T_2 . Δh_0 é a entalpia do combustão a T_0 e P_0 .

Mas,

$$m_{comb} \Delta h_0 = \sum m_{P_i} h^0_{f.P_i} - \sum m_{P_i} h^0_{f.R_i} \quad (4.4.25)$$

sendo $h^0_{f.R_i}$ a entalpia de formação do reagente i e $h^0_{f.P_i}$ a entalpia de formação do produto i .

A equação (4.3.24) pode agora ser escrita como,

$$Q = \sum m_{P_i} c_{p_{P_i}} (T_2 - T_0) + \sum m_{P_i} h^0_{f.P_i} - \sum m_{P_i} h^0_{f.R_i} + \sum m_{R_i} c_{p_{R_i}} (T_0 - T_1) \quad (4.3.26)$$

ou,

$$Q = \sum m_{P_i} [c_{p_{P_i}} (T_2 - T_0) + h^0_{f.P_i}] - \sum m_{R_i} [c_{p_{R_i}} (T_1 - T_0) + h^0_{f.R_i}] \quad (4.3.27)$$

isto é, pode dizer-se que

$$Q = \sum m_{Pi} h_{t, Pi} - \sum m_{Ri} h_{t, Ri} \quad (4.3.28)$$

sendo

$$h_{t, Ri} = c_{p, Ri} (T_1 - T_0) + h_{f, Ri}^0 \quad (4.3.29)$$

a entalpia total do reagente i e

$$h_{t, Pi} = c_{p, Pi} (T_2 - T_0) + h_{f, Pi}^0 \quad (4.3.30)$$

a entalpia total do produto i . Estas entalpias contabilizam assim a parte física e a parte química.

Constata-se assim que, neste desenvolvimento, o estado de referência para o cálculo da entalpia total coincide com o estado de referência para os dados termoquímicos, $P_0 = 1$ atm e $T_0 = 25$ °C. Mas como ao balanço energético vai suceder um balanço exergético baseado num estado de referência diferente, $P_a = 1$ atm e $T_a = 0$ °C, para que o procedimento de cálculo global seja simplificado, põe-se agora a questão de quantificar o erro em que se incorre se as parcelas físicas das entalpias forem referidas a P_a e T_a , continuando as respetivas entalpias de formação referidas ao estado P_0 e T_0 .

Então, considerando que a parte física da entalpia está referida a P_a e T_a , ter-se-á,

$$h_{t, Ri1} = c_{p, Ri} (T_1 - T_0) + c_{p, Ri} (T_0 - T_a) + h_{f, Pi}^0 = c_{p, Ri} (T_1 - T_a) + h_{f, Pi}^0 \quad (4.3.31)$$

e

$$h_{t, Pi2} = c_{p, Pi} (T_2 - T_0) + c_{p, Pi} (T_0 - T_a) + h_{f, Ri}^0 = c_{p, Pi} (T_2 - T_a) + h_{f, Ri}^0 \quad (4.3.32)$$

Pelo que será agora conveniente quantificar o erro que se incorre com esta aproximação. Para

tal calcula-se a energia térmica em jogo com esta “nova” definição das entalpias, Q^* ,

$$Q^* = \sum m_{Pi} [c_{p_{Pi}}(T_2 - T_a) + h^0_{f.Pi}] - \sum m_{Ri} [c_{p_{Ri}}(T_2 - T_a) + h^0_{f.Ri}] \quad (4.3.33)$$

vindo o erro de aproximação dado por $Q^* - Q$, ou seja, por

$$Q^* - Q = \left(\sum m_{Pi} c_{p_{Pi}} - \sum m_{Ri} c_{p_{Ri}} \right) (T_0 - T_a) \quad (4.3.34)$$

Atendendo às grandezas em jogo, as capacidades caloríficas das correntes de reagentes e produtos são muito semelhantes, constata-se que esta aproximação leva a um erro desprezável. Para melhor compreender o processo adotado está representado na Figura 11, um reator com as respetivas correntes de entrada e de saída, em que as temperaturas de ebulição dos compostos são superiores a 25 °C.

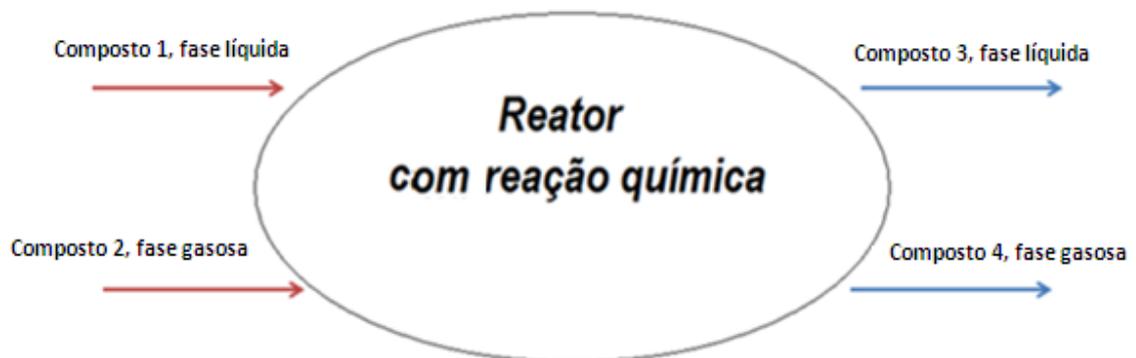


Figura 11. Representação de um reator com reação química e respetivos fluidos.

Nesta figura consideram-se quatro situações bem concretas, um fluido que entra na fase líquida (1), um fluido que entra na fase gasosa (2), um fluido que sai na fase líquida (3) e um fluido que sai na fase gasosa (4). Para estas correntes vão ser apresentadas as equações usadas no cálculo da respetiva entalpia total, isto é, englobando a parte física e a entalpia de formação. A entalpia da parte física será calculada tendo como referência o estado P_a e T_a enquanto que a entalpia de formação é para a condição P_0 e T_0 .

A entalpia do composto líquido da corrente 1, a uma temperatura $T_1 > T_0$, em que $T_0 = 25\text{ °C}$ e $T_a = 0\text{ °C}$, é dada por:

$$h_1 = c_{l1}(T_0 - T_a) + hf^0_1 + c_{l1}(T_1 - T_0) \quad (4.3.35)$$

em que h_1 é a entalpia total do composto 1 e hf^0_1 a sua entalpia de formação à temperatura de referência (25 °C). Assim, após rearranjo, a expressão anterior toma a seguinte forma:

$$h_1 = c_{l1}(T_1 - T_a) + hf^0_1 \quad (4.3.36)$$

Para o composto 2, que entra no reator em fase gasosa, a entalpia é dada por:

$$h_2 = c_{l2}(T_{eb2} - T_a) + hf^0_2 + \Delta h_{vap2} + c_{pg2}(T_2 - T_{eb2}) \quad (4.3.37)$$

em que Δh_{vap2} é a entalpia de vaporização do composto 2 e c_{pg2} o seu calor específico na fase gasosa.

Para o composto 3, que sai do reator em gasosa, a entalpia é dada por

$$h_3 = c_{l3}(T_{eb3} - T_a) + hf^0_3 + \Delta h_{vap3} + c_{pg3}(T_3 - T_{eb3}) \quad (4.3.38)$$

Para o composto 4, que sai do reator em fase líquida, a entalpia é dada por

$$h_4 = c_{l4}(T_4 - T_a) + hf^0_4 \quad (4.3.39)$$

Com se explicou antes, com o exemplo da análise de uma combustão muito simples, em termos do balanço ao reator, o erro de aproximação pelo facto de se usar como referência T_a em vez de T_0 é determinado pelos somatórios das diferenças dos calores sensíveis na fase líquida independentemente do estado de entrada ou saída das várias correntes do reator, ou seja, em termos genéricos será algo do género,

$$Erro = (\sum \dot{m}_{Pi} c_{lPi} - \sum \dot{m}_{Ri} c_{lRi})(T_0 - T_a) \quad (4.3.40)$$

Ora sendo os calores específicos de líquido muito semelhantes entre si para os compostos em consideração na presente análise, c_{lRi} para o reagente genérico i e c_{lPi} para o produto genérico i , o erro verificado na execução do balanço energético é desprezável.

As entalpias de formação de cada um dos componentes de uma corrente são sempre calculadas à temperatura de referência T_0 e entram numa média ponderada, através das suas frações mássicas, no cálculo da potência entálpica de formação da respetiva corrente.

$$\dot{H}_f = \dot{m}_f \sum hf^0_i y_i \quad (4.3.41)$$

em que \dot{H}_f é a potência entálpica de formação da corrente, \dot{m}_f o caudal mássico dessa corrente, hf^0_i a entalpia de formação do componente i e y_i a fração mássica deste componente na corrente. A variação da entalpia de formação de uma corrente, entra a saída e entrada do volume de controlo, é definida pela expressão 4.3.42 e não é mais do que a potência entálpica de reação:

$$\Delta\dot{H}_f = \dot{H}_{fs} - \dot{H}_{fe} \quad (4.3.42)$$

\dot{H}_{fs} é a potência entálpica de formação da corrente à saída do volume de controlo e \dot{H}_{fe} é a potência entálpica de formação da corrente à entrada do volume de controlo.

Na Tabela 17, são apresentados os valores das entalpias de formação a 25 °C dos componentes existente nas correntes de processo em estudo.

Tabela 17. Entalpias de formação para a temperatura de referência de 25 °C (Perry e Green, 1997).

Composto	Fórmula química	$\Delta H_{25^\circ\text{C}}$ (J/kmol)	Massa molar (kg/kmol)	
Não-aromáticos	Metano	CH ₄	-7,45x10 ⁷	16,04
	Etano	C ₂ H ₆	-8,382x10 ⁷	30,07
	Propano	C ₃ H ₈	-1,0468x10 ⁸	44,09
	Butano	C ₄ H ₁₀	-1,2579x10 ⁸	58,12
	Pentano	C ₅ H ₁₂	-1,4676x10 ⁸	156,31
	Hexano	C ₆ H ₁₄	-1,6694x10 ⁸	72,15
	Ciclohexano	C ₆ H ₁₂	-1,2330x10 ⁸	84,16
	Heptano	C ₇ H ₁₆	-1,8765x10 ⁸	86,17
	Metilciclohexano	C ₇ H ₁₄	-1,5480x10 ⁸	98,19
	1,1-dimetilciclohexano	C ₈ H ₁₆	-1,8100x10 ⁸	112,22
	Etilciclohexano	C ₈ H ₁₆	-1,7500x10 ⁸	112,22
C6's	Benzeno	C ₆ H ₆	8,2880x10 ⁷	0,00
C7's	Tolueno	C ₇ H ₈	5,017x10 ⁷	78,11
C8's	Etilbenzeno	C ₈ H ₁₀	2,992x10 ⁷	92,14
	m-Xileno	C ₈ H ₁₀	1,7320x10 ⁷	106,17
	o-Xileno	C ₈ H ₁₀	1,9080x10 ⁷	106,17
	p-Xileno	C ₈ H ₁₀	1,8030x10 ⁷	106,17
C9's	Propilbenzeno	C ₉ H ₁₂	7,9100x10 ⁶	106,17
	1,2,4-trimetilbenzeno	C ₉ H ₁₂	-1,3800x10 ⁷	120,19
C10's	Butilbenzeno	C ₁₀ H ₁₄	-2,9000x10 ⁷	120,19
	p-DEB	C ₁₀ H ₁₄	-2,9000x10 ⁷	134,22
C11's	Undecano	C ₁₁ H ₂₄	-2,7043x10 ⁸	134,22
Inorgânico	Água	H ₂ O	-2,4181x10 ⁸	18,015

4.4. Fuel-gás e fuelóleo

O fuel-gás e fuelóleo são utilizados como combustível para as fornalhas. A sua potência química é quantificada através dos seus poderes caloríficos e do seu caudal. Os poderes caloríficos dos dois combustíveis, assim como os seus caudais, foram medidos diariamente pela refinaria e entram na análise sobre a forma de médias anuais. Assim,

$$\dot{F}_{comb} = \dot{m}_{comb} P.C.I._{comb} + \dot{m}_{comb} c_{p,comb} (T - T_a) \quad (4.4.1)$$

em que \dot{F}_{comb} representa a potência química do combustível, \dot{m}_{comb} o caudal de combustível fornecido, o $P.C.I_{comb}$ o poder calorífico inferior do combustível, cp_{comb} o calor específico do combustível e T_a a temperatura no estado ambiente de referência. Novamente há que referir que o poder calorífico do combustível é dado para a temperatura de referência dos dados termoquímicos $T_0 = 25$ °C, mas que o referencial para o cálculo da entalpia da corrente de combustível é $T_a = 0$ °C. As razões desta atuação e o erro desprezável que daí advém, já foram anteriormente expostos.

No caso vertente, em que a fornalha é alimentada por dois combustíveis, existe uma potência química correspondente ao fuelóleo (4.4.2) e uma outra ao fuel-gás (4.4.3). As duas em conjunto representam a potência química de alimentação da fornalha (4.4.4), assim tem-se,

$$\dot{F}_{FO} = \dot{m}_{FO}P.C.I_{FO} + \dot{m}_{FO}c_{FO}(T - T_a) \quad (4.4.2)$$

$$\dot{F}_{FG} = \dot{m}_{FG}P.C.I_{FG} + \dot{m}_{FG}cp_{FG}(T - T_a) \quad (4.4.3)$$

$$\dot{F}_{FComb,f} = \dot{F}_{FO} + \dot{F}_{FG} \quad (4.4.4)$$

onde \dot{F}_{FG} é a potência química fornecida pelo fuel-gás, sendo \dot{m}_{FG} o caudal mássico de fuel-gás e $P.C.I_{FG}$ o poder calorífico inferior do fuel-gás. A potência química fornecida pelo fuelóleo é representada aqui por \dot{F}_{FO} onde \dot{m}_{FO} é o caudal mássico de fuelóleo, $P.C.I_{FO}$ o seu poder calorífico inferior e $\dot{F}_{FComb,f}$ a potência química final do combustível.

Os calores específicos dos componentes do fuel-gás (CH_4 , C_3H_8 e C_4H_{10}) são calculados através do *software* “EES - Engineering Equation Solver”, sendo o calor específico deste combustível uma média ponderada dos calores específicos dos seus componentes, em que o peso é a respetiva fração mássica na mistura.

4.5. Vapor de média e de alta pressão

A potência fornecida pelo vapor de média pressão que entra num equipamento, foi contabilizada a partir da diferença de entalpias entre o vapor que entra na unidade e a entalpia de líquido saturado, à pressão de entrada do vapor (4.5.1).

$$\dot{H}_{vm,p} = \dot{m}_{vm,p} [h_{ent.p}(T, P) - h_{sai.p}(P)] \quad (4.5.1)$$

Na equação anterior $\dot{H}_{vm,p}$ é a potência entálpica do vapor de média pressão que é fornecido ao equipamento, $h_{ent.p}$ a entalpia específica do vapor à entrada, função da pressão e temperatura, $h_{sai.p}$ a entalpia específica do líquido saturado à pressão de entrada do vapor de média pressão e $\dot{m}_{vm,p}$ o caudal de vapor de média pressão que entra no equipamento. Assume-se assim que os condensados saem no estado de líquido saturado à pressão do vapor admitido.

Além do vapor de média pressão utilizado nos permutadores, há vapor de média pressão utilizado nas fornalhas para atomização do combustível. A potência entálpica deste vapor é dada pela equação (4.5.2).

$$\dot{H}_{vm,f} = \dot{m}_{vm,f} [h_{ent.f}(T, P)] \quad (4.5.2)$$

sendo $\dot{H}_{vm,f}$ a potência entálpica do vapor de média pressão utilizada na fornalha, $\dot{m}_{vm,f}$ o caudal mássico de vapor de atomização e $h_{ent.f}$ a entalpia do vapor que entra na fornalha.

Assim a potência total de vapor de média pressão, $\dot{H}_{vm,t}$, que é fornecida a cada uma das unidades, é dada pela expressão (4.5.3).

$$\dot{H}_{vm,t} = \sum \dot{H}_{vm,px} + \sum \dot{H}_{vm,fx} \quad (4.5.3)$$

correspondendo o índice x no primeiro termo do segundo membro aos permutadores com vapor em análise e no segundo termo às fornalhas, para o caso das unidades que têm mais que uma fornalha, como a Un-0300 e Un-0400.

No caso do vapor de alta pressão, a potência entálpica que entra na unidade foi contabilizada a partir da diferença entre a entalpia do vapor que entra na unidade, e a entalpia do vapor à saída da mesma unidade (vapor sobreaquecido de média pressão, a uma pressão igual a 14,5 bar e temperatura de 260 °C), equação (4.5.4).

$$\dot{H}_{va,p} = \dot{m}_{va,p} [h_{ent.p}(T, P) - h_{sai.vsp}(T, P)] \quad (4.5.4)$$

em que $h_{sai.vsp}$ é a entalpia específica do vapor sobreaquecido de média pressão.

As entalpias e entropias do vapor de média e de alta pressão nas condições de entrada, podem ser determinadas através das tabelas termodinâmicas, por exemplo as apresentadas em Çengel e Boles (1998). Contudo, uma vez que se torna mais prático a obtenção destes dados através de um *software*, recorreu-se ao “site” http://www.peacesoftware.de/einigewerte/calc_dampf.php5, que apresenta um *software* para cálculo das propriedades do vapor de água de média pressão. Verificou-se que os valores são idênticos aos de Çengel e Boles (1998), pelo que nos formulários será referido o endereço para o *software* em alternativa à referência bibliográfica.

Para o cálculo das propriedades do vapor de média pressão nas condições de saída, foram consultadas as tabelas de líquido saturado (Figuras J.1 e J.2 dos anexos). Neste caso, não se recorreu ao *software*, uma vez que este não fornece as propriedades termodinâmicas de líquido saturado. Na Tabela 18 são apresentadas as expressões para o cálculo da entalpia e entropia de líquido saturado nas condições de pressão do presente trabalho.

Tabela 18. Expressão de cálculo da entalpia e entropia de saída de líquido saturado, para o intervalo de pressão entre 1,5 e 1,75 MPa (Çengel e Boles (1998)).

Entalpia (kJ/kg)	Entropia (kJ/kg.K)
$h = 134,44 P + 643,23$	$s = 0,2804 P + 1,8944$

Nas equações referidas na tabela anterior, a pressão é expressa em MPa.

Para o vapor de alta pressão nas condições de saída, recorreu-se ao *software* para determinar as propriedades de vapor sobreaquecido a uma pressão absoluta de 14,5 bar e a uma temperatura de 260 °C .

4.6. Eletricidade

A potência elétrica fornecida às bombas e ventiladores da unidade é controlada e registada diariamente nas utilidades da fábrica. Na análise realizada, a média anual de consumos de eletricidade é contabilizada através desses dados. É feita apenas uma simples conversão de unidades, uma vez que os valores são fornecidos em MWh/d, para um dia de 24 horas de laboração contínua (Eq. 4.6.1).

$$\dot{P}_{elet,ent} (kW) = \dot{P}_{elet,ent} \left(\frac{Mwh}{d} \right) \frac{1000}{24} \quad (4.6.1)$$

em que $\dot{P}_{elet,ent}$ é a potência elétrica fornecida à unidade.

4.7. Fumos

Os fumos são emitidos pela fornalha para o ambiente, não sendo aproveitado o seu valor energético. No entanto, este tem de ser quantificado não só pela necessidade da avaliação das perdas nas unidades, mas também para se aferir da possibilidade de aproveitamento dessa energia em outros processos. É também útil para se verificar se o funcionamento da fornalha se encontra ajustado. Refira-se, que o caudal de vapor usado para a atomização do fuelóleo é elevado e que por isso a quantidade de vapor de água que sai nos fumos é, praticamente, o dobro da que se forma na combustão.

O caudal dos fumos é composto por três parcelas, a dos produtos húmidos da combustão onde, como o próprio nome indica, se inclui a água formada na combustão \dot{m}_{fms} , a do vapor de água proveniente da humidade do ar ambiente $\dot{m}_{H_2O\ ar}$, e a do vapor de água de atomização quando o combustível é o fuelóleo $\dot{m}_{vm,f}$. A sua potência entálpica é obtida através da expressão (4.7.1).

$$\dot{H}_{fms} = (\dot{m}_{fms} cp_{fms} + \dot{m}_{H_2O\ ar} cp_{H_2O} + \dot{m}_{vm,f} cp_{H_2O}) (T_{fms} - T_a) + (\dot{m}_{H_2O\ ar} + \dot{m}_{vm,f}) \Delta h_v \quad (4.7.1)$$

onde cp_{fms} é o calor específico dos fumos a pressão constante, T_{fms} a temperatura a que os fumos abandonam a fornalha e T_a a temperatura ambiente de referência. O caudal de água existente no ar, $\dot{m}_{H_2O\ ar}$, foi determinado assumindo que existem 0,006 kg de água por kg de ar, valor este, tirado de um diagrama psicométrico para condições atmosféricas médias naquela região e para o período do ano a que se referem os dados. O caudal de vapor de atomização injetado na fornalha, $\dot{m}_{vm,f}$, foi calculado considerando que são necessários 0,5 kg de vapor por kg de fuelóleo (Baptista, 2013).

O calor específico dos fumos a pressão constante é calculado a partir de uma média ponderada dos calores específicos de cada um dos constituintes, sendo estes: dióxido de carbono, vapor de água, oxigénio e azoto, equação (4.7.2), já que, nesta análise, vai ser considerada a combustão completa com excesso de ar.

$$cp_{fms} = \sum y_i cp_i \quad (4.7.2)$$

em que cp_i é o calor específico a pressão constante de cada constituinte dos fumos e y_i a fração mássica de cada constituinte. Estes valores foram também obtidos no *software* EES à temperatura média entre a temperatura a que os fumos abandonam a fornalha e a temperatura do estado de referência (Equação 4.7.3).

$$T_{med_{fms}} = \frac{T_{fms} + T_a}{2} \quad (4.7.3)$$

A temperatura a que os fumos saem da fornalha foi diariamente monitorizada, no entanto o mesmo não acontece com o caudal, que é desconhecido. É necessário realizar um balanço energético à fornalha para se conhecer este caudal. Neste balanço, a energia que entra no volume de controlo é a referente ao fuel-gás e ao fuel-óleo, assim como a energia do vapor de água de atomização do fuel-óleo e o calor de vaporização da humidade existente no ar de combustão, de acordo com o diagrama psicrométrico. A energia que abandona o volume de controlo é referente às perdas da fornalha (condução, convecção e radiação), ao calor dos fumos e ao calor útil que é utilizado para o aquecimento da corrente em causa (Figura 12).

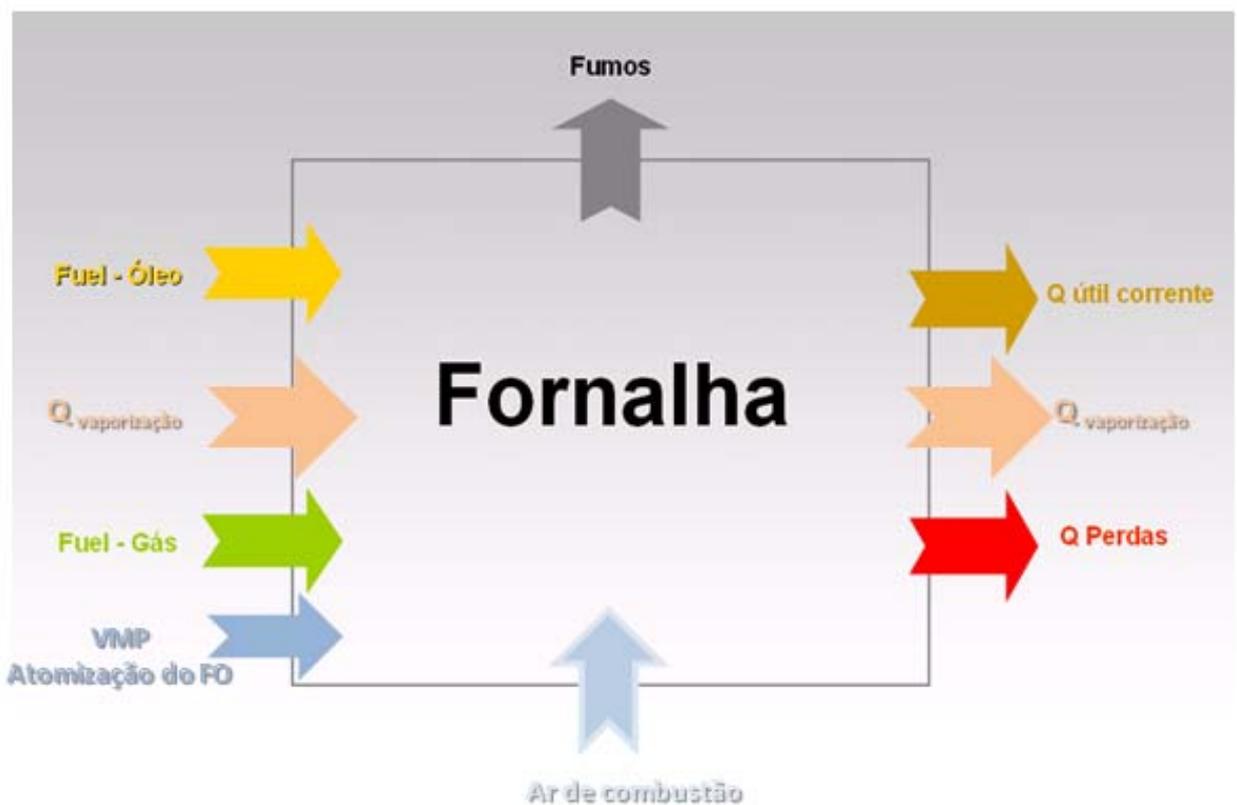


Figura 12. Entradas e saídas de energia na fornalha.

O combustível líquido, fuelóleo, possui, segundo informação da refinaria, uma fração mássica (y_{li}) de 15 % de hidrogénio e os restantes 85 % são de carbono. O combustível gasoso, fuel-gás, é constituído por 80 % de metano, 10 % de propano e 10 % de butano (n/n) e as suas frações mássicas são calculadas pela seguinte equação (Pinho, 2011).

$$y_{gi} = \frac{x_{gi} M_{gi}}{\sum(x_{gi} M_{gi})} \quad (4.7.4)$$

A fração mássica de cada composto do combustível gasoso é referida por y_{gi} , enquanto x_{gi} representa a fração molar e M_{gi} a massa molar de cada composto do combustível gasoso. São assim conhecidas as frações mássicas de cada um dos componentes de cada um dos combustíveis.

Uma vez que são conhecidas as quantidades de fuel-gás e fuelóleo introduzidas na fornalha é possível saber a fração, em massa, de cada uma delas no caudal total, equações (4.7.5) e (4.7.6).

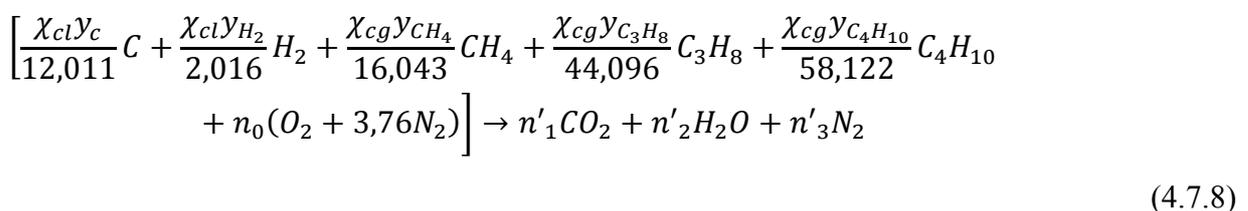
$$\chi_{cg} = \frac{\dot{m}_{cg}}{\dot{m}_{cg} + \dot{m}_{cl}} \quad (4.7.5)$$

$$\chi_{cl} = \frac{\dot{m}_{cl}}{\dot{m}_{cg} + \dot{m}_{cl}} \quad (4.7.6)$$

Partindo do conhecimento da percentagem de cada combustível no caudal total fornecido à fornalha, bem como, das frações mássicas de cada um dos compostos de cada um dos combustíveis, a composição mássica global do combustível é dada por,

$$\chi_{cl} y_c + \chi_{cl} y_{H_2} + \chi_{cg} y_{CH_4} + \chi_{cg} y_{C_3H_8} + \chi_{cg} y_{C_4H_{10}} \quad (4.7.7)$$

Com esta composição mássica já é possível escrever a equação de combustão na base estequiométrica como se de apenas um combustível se tratasse,



A partir dos balanços ao carbono (4.7.9), hidrogénio (4.7.10), oxigénio (4.7.11) e azoto (4.7.12) é possível determinar o valor de n_0 , que aparece na equação (4.7.8), além dos valores de n'_1 , n'_2 e n'_3 .

$$C \rightarrow \frac{\chi_{cl} \gamma_c}{12,011} + \frac{\chi_{cg} \gamma_{CH_4}}{16,043} + 3 \frac{\chi_{cg} \gamma_{C_3H_8}}{44,096} + 4 \frac{\chi_{cg} \gamma_{C_4H_{10}}}{58,122} = n'_1 \quad (4.7.9)$$

$$H \rightarrow 2 \frac{\chi_{cl} \gamma_{H_2}}{2,016} + 4 \frac{\chi_{cg} \gamma_{CH_4}}{16,043} + 8 \frac{\chi_{cg} \gamma_{C_3H_8}}{44,096} + 10 \frac{\chi_{cg} \gamma_{C_4H_{10}}}{58,122} = 2n'_2 \quad (4.7.10)$$

$$O \rightarrow 2n_0 = 2n'_1 + n'_2 \quad (4.7.11)$$

$$N \rightarrow 2 \times 3,76n_0 = 2n'_3 \quad (4.7.12)$$

Para analisar uma queima com excesso de ar há que reescrever a equação de combustão:

$$\left[\frac{\chi_{cl} \gamma_c}{12,011} C + \frac{\chi_{cl} \gamma_{H_2}}{2,016} H_2 + \frac{\chi_{cg} \gamma_{CH_4}}{16,043} CH_4 + \frac{\chi_{cg} \gamma_{C_3H_8}}{44,096} C_3H_8 + \frac{\chi_{cg} \gamma_{C_4H_{10}}}{58,122} C_4H_{10} + (1 + e) n_0 (O_2 + 3,76N_2) \rightarrow n_1 CO_2 + n_2 H_2O + n_3 N_2 + n_4 O_2 \right] \quad (4.7.13)$$

As equações de balanços ao carbono, hidrogénio, oxigénio e azoto (4.7.14, 4.7.15, 4.7.16 e 4.7.17) tornam-se insuficientes, pois existe um número de incógnitas superior ao número de equações. No entanto, a refinaria realiza medições diárias da fração molar de oxigénio emitido para a atmosfera, obtendo-se assim uma equação extra relativa à fração molar na base seca do oxigénio, equação (4.7.18).

$$C \rightarrow \frac{\chi_{cl} \gamma_c}{12,011} + \frac{\chi_{cg} \gamma_{CH_4}}{16,043} + 3 \frac{\chi_{cg} \gamma_{C_3H_8}}{44,096} + 4 \frac{\chi_{cg} \gamma_{C_4H_{10}}}{58,122} = n_1 \quad (4.7.14)$$

$$H \rightarrow 2 \frac{\chi_{cl} \gamma_{H_2}}{2,016} + 4 \frac{\chi_{cg} \gamma_{CH_4}}{16,043} + 8 \frac{\chi_{cg} \gamma_{C_3H_8}}{44,096} + 10 \frac{\chi_{cg} \gamma_{C_4H_{10}}}{58,122} = 2n_2 \quad (4.7.15)$$

$$O \rightarrow 2(1 + e)n_0 = 2n_1 + n_2 + 2n_4 \quad (4.7.16)$$

$$N \rightarrow 2(1 + e)3,76n_0 = 2n'_3 \quad (4.7.17)$$

$$x_{O_2 \text{ produtos}} = \frac{n_4}{(n_1+n_3+n_4)} \quad (4.7.18)$$

É possível calcular a razão ar-combustível para a combustão oxidante de um hidrocarboneto (Pinho, 2011) através da seguinte equação,

$$(AC)_{exc} = (1 + e) \left(n_1 + \frac{2n_2}{4} \right) (1 \times 31,999 + 3,76 \times 28,15) \quad (4.7.19)$$

onde n_1 e n_2 são respetivamente as incógnitas dos balanços do carbono e do hidrogénio para a queima com excesso de ar, determinadas anteriormente nas equações (4.7.14) e (4.7.15).

Com o valor da razão ar-combustível, é, finalmente, possível calcular o caudal mássico de ar, equação (4.7.20) e a consequente massa dos produtos de combustão, equação (4.7.21).

$$(AC)_{exc. \text{ real}} = \left(\frac{\dot{m}_{ar}}{\dot{m}_{comb}} \right)_{real} \quad (4.7.20)$$

$$\dot{m}_{fms} = \dot{m}_{ar} + \dot{m}_{comb} \quad (4.7.21)$$

Após a realização deste balanço de combustão à fornalha, com o conhecimento do caudal mássico de fumos, contabiliza-se a energia perdida por estes fumos através da chaminé da fornalha.

4.8. Convecção e radiação nas colunas

As perdas por convecção e radiação nas colunas podem atingir valores bastante significativos uma vez que são elementos esbeltos com uma grande área de superfície. Na literatura, às perdas por radiação e convecção nestes equipamentos, são normalmente atribuídos valores na ordem de 2 %, quando a unidade trabalha em regime máximo, podendo atingir 10 % do valor energético introduzido na unidade, quando a unidade se encontra a trabalhar abaixo deste regime (Kyi, 2006 e Kumar, 2010). Surge então a necessidade de quantificar estas perdas, uma vez que se possuem dados referentes às dimensões das colunas. No entanto, não existem medições na refinaria das temperaturas de superfície destes equipamentos, pelo que estas foram estimadas de acordo com a orientação da refinaria, baseadas nas temperaturas de cada um dos processos, as condições superficiais e as condições ambiente típicas da região.

O isolamento térmico das colunas é em lã mineral revestida por chapa de alumínio, considerado aqui oxidado, cuja emissividade é de 0,85 (Çengel e Boles, 1998). Para o cálculo das perdas por convecção assumiu-se a velocidade média anual do vento na zona da refinaria, tendo por base os valores médios mensais dos meses em que a refinaria operou. Os seus valores podem ser consultados na Tabela 19 (Windfinder, 2012).

Tabela 19. Médias da velocidade do vento em Leça da Palmeira.

Médias da velocidade do vento	
Meses	Velocidade do vento (m/s)
Janeiro	1,54
Fevereiro	1,54
Março	2,06
Abril	2,06
Mai	2,57
Junho	2,06
Julho	2,06
Média	1,98

A potência térmica perdida por convecção \dot{Q}_{conv} , equação (4.8.1) é calculada entre a temperatura de superfície de cada coluna, T_{pi} e a média das temperaturas do ambiente, T_a . Todas as propriedades do fluido são calculadas para a temperatura de filme T_{filme} , equação (4.8.6) (Fernandes, 2010). Nesta análise foi considerado o fenómeno de convecção forçada devido à altura a que se encontram as colunas e também porque se trata de uma zona costeira e bastante ventosa, o que é confirmado pelos valores que se obtêm para o número de Reynolds.

$$\dot{Q}_{conv,k} = \alpha_k A_k (T_{pi} - T_a) \quad (4.8.1)$$

em que,

$$A_k = \pi D_k L_k \quad (4.8.2)$$

$$\alpha_k = \frac{\overline{Nu_{D_k}} \lambda_k}{D_k} \quad (4.8.3)$$

Para o cálculo do número de Nusselt, seguiu-se a correlação de Hilpert (Incropera *et al.*, 2013), equação (4.8.4),

$$\overline{Nu}_{D_k} = 0,027 Re_{D_k}^{0,805} Pr^{1/3} \quad (4.8.4)$$

$$Re_{D_k} = \frac{\rho_{ar} c_{ar} D_k}{\mu_{ar}} \quad (4.8.5)$$

$$T_{filme} = \frac{T_{p_i} + T_a}{2} \quad (4.8.6)$$

onde α_k representa o coeficiente de convecção forçada de cada coluna, A_k a área de convecção de cada coluna, D_k o seu diâmetro, L_k o seu comprimento. O número de *Nusselt* para cada situação em análise é representado por \overline{Nu}_{D_k} , sendo Re_{D_k} o número de Reynolds. As propriedades do fluido são o número de *Prandtl*, Pr , a velocidade do vento, c_{ar} , a viscosidade dinâmica do ar, μ_{ar} , a condutibilidade térmica do ar λ_k e a massa volúmica do ar, ρ_{ar} .

A potência térmica perdida por radiação nas colunas \dot{Q}_{rad} , pode ser calculada através da temperatura da parede, da temperatura média do ambiente, da emissividade do alumínio oxidado ε , da área de convecção A_k e da constante de *Stefan Boltzmann* σ (Fernandes e Castro, 2010).

$$\dot{Q}_{rad} = \varepsilon \sigma A_k (T_{p_i}^4 - T_a^4) \quad (4.8.7)$$

O valor da constante de *Stefan Boltzmann* é $\sigma = 5,729 \times 10^{-8} \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K}^4)$ e o valor adotado para emissividade do alumínio oxidado foi de $\varepsilon = 0,85$. Neste cálculo foi considerado um fator de forma unitário na suposição de que as colunas estão suficientemente distantes umas das outras e de outros equipamentos para que as trocas de calor por radiação entre eles sejam consideradas importantes.

A potência térmica total perdida por efeitos de radiação e convecção, $\dot{Q}_{conv+rad}$ é então,

$$\dot{Q}_{conv+rad} = \dot{Q}_{conv} + \dot{Q}_{rad} \quad (4.8.8)$$

4.9. Rendimento energético

O rendimento energético de qualquer unidade é fundamental porque permite ter uma percepção de quão bem está a ser utilizada a energia que lhe é fornecida. A determinação do rendimento dessa unidade permite também compará-lo com rendimentos de outras unidades dentro da mesma fábrica e ainda estabelecer uma hierarquia de rendimentos de unidades na refinaria. Um valor de rendimento permite ainda a comparação da qualidade de funcionamento desta unidade com outras suas semelhantes na literatura ou em outras refinarias para as quais sejam conhecidos os valores dos seus rendimentos.

O rendimento energético é determinado pela razão entre a potência útil extraída da unidade e a potência total fornecida (4.9.1).

$$\eta_a = \frac{\dot{P}_{\text{útil}}}{\dot{P}_{\text{tf}}} \quad (4.9.1)$$

em que $\dot{P}_{\text{útil}}$ é igual ao somatório das potências energéticas das correntes de saída da unidade e \dot{P}_{tf} corresponde ao somatório das potências energéticas das utilidades e correntes de entrada da unidade.

4.10. Balanço exergético

A exergia é uma propriedade do sistema ou substância e do ambiente. Combina as propriedades intensivas e extensivas do sistema com as propriedades intensivas do ambiente/estado de referência (Dincer, 2007). A temperatura ambiente de referência neste trabalho vai ser 0 °C.

Em regime permanente a exergia de uma corrente é definida como o máximo trabalho que é possível obter quando se traz a corrente do seu estado inicial até ao estado de referência (Pinho, 2011). A exergia de uma corrente é constituída por várias componentes tal como acontece com a energia. As suas componentes principais são a exergia cinética, a exergia potencial, a exergia física ou coentalpia e a exergia química. Para o presente trabalho só tem interesse a quantificação das exergias químicas e físicas uma vez que todas as outras são quantidades marginais (4.10.1).

$$\dot{E}x = \dot{E}x_f + \dot{E}x_q \quad (4.10.1)$$

em que $\dot{E}x$ é a potência exergética total de uma dada corrente, $\dot{E}x_f$ a potência relativa à exergia física da corrente e $\dot{E}x_q$ a potência relativa à exergia química da corrente. Assim, assumindo regime permanente, o balanço exergético é dado por,

$$\sum \dot{E}x_e = \sum \dot{E}x_s + \dot{I} \quad (4.10.2)$$

onde $\sum \dot{E}x_e$ é a potência exergética total fornecida a um volume de controlo, $\sum \dot{E}x_s$ a potência exergética total que abandona o volume de controlo e \dot{I} a potência associada às irreversibilidades no volume de controlo, ou seja a potência exergética destruída no volume de controlo. As irreversibilidades podem ser quantificadas através do produto entre a temperatura do estado de referência, o ambiente, e a variação líquida de entropia do universo, por unidade de tempo, associada ao processo em análise, sendo esta formulação conhecida como equação de Guoy-Stodola (Kotas, 1985).

A exergia física de uma corrente ou coentalpia para um volume de controlo é definida como o trabalho máximo, energia útil, que dela pode ser obtido trazendo-a do seu estado inicial até ao equilíbrio físico com o estado de referência, em termos de pressão e temperatura (desprezando a componente cinética e potencial) (Rivero, 1993). Assim para a quantificação da exergia física tem-se que,

$$\dot{E}x_f = (\dot{H} - \dot{H}_a) - T_a(\dot{S} - \dot{S}_a) \quad (4.10.3)$$

em que \dot{H} é a potência entálpica da corrente no estado inicial, \dot{H}_a a potência entálpica da corrente no estado de referência, \dot{S} a potência entrópica inicial da corrente e \dot{S}_a a potência entrópica da corrente no estado de referência.

A exergia química de uma corrente de um composto puro é definida como o máximo trabalho útil que pode ser obtido trazendo-a do seu estado inicial de equilíbrio térmico e mecânico com o ambiente (T_a e P_a), para um estado de equilíbrio químico com o ambiente, o chamado estado morto ou inerte, isto é, à temperatura T_a mas a uma pressão igual à sua pressão parcial no ambiente (P_{ai}). Esta transformação envolve apenas trocas de calor e de massa (Kotas, 1985) e por isso para um gás perfeito tem-se:

$$\bar{\varepsilon}_{ai} = \bar{R} T_a \ln \frac{P_a}{P_{ai}} \quad (4.10.4)$$

onde \bar{R} é a constante universal dos gases perfeitos.

Atendendo a que,

$$\varepsilon_{ai} = \frac{\bar{\varepsilon}_{ai}}{M_i} \quad (4.10.5)$$

onde M_i é a massa molecular do gás i ,

$$\varepsilon_{ai} = R_i T_a \ln \frac{P_a}{P_{ai}} \quad (4.10.6)$$

sendo $R_i = \bar{R} / M_i$ a constante particular do gás i e P_{ai} a pressão parcial do composto i no estado ambiente.

A exergia química de uma mistura de gases perfeitos é dada por (Kotas, 1985).

$$\bar{\varepsilon}_{am} = \sum x_i \bar{\varepsilon}_{ai} + \bar{R} T_a \sum x_i \ln x_i \quad (4.10.7)$$

vindo então,

$$\varepsilon_{am} = \frac{\bar{\varepsilon}_{am}}{M_m} \quad (4.10.8)$$

onde

$$M_m = \sum x_i M_i \quad (4.10.9)$$

é a massa molecular da mistura, x_i é a fração molar do componente i cuja massa molecular é M_i . Estas equações (4.10.7) a (4.10.9) aplicam-se igualmente a misturas ideais de líquidos (Kotas, 1985). Ainda segundo o mesmo autor no caso de soluções reais a exergia da mistura depende ainda do coeficiente de atividade γ_i de cada um dos componentes da mistura, de acordo com a seguinte expressão:

$$\bar{\varepsilon}_{am} = \sum x_i \bar{\varepsilon}_{ai} + \bar{R} T_a \sum x_i \ln (\gamma_i x_i) \quad (4.10.10)$$

em que x_i é a fração molar, $\bar{\varepsilon}_{ai}$ a exergia química específica padrão do componente i , γ_i o coeficiente de atividade do composto e \bar{R} a constante universal dos gases perfeitos. O segundo termo da equação anterior representa a exergia composicional da corrente. Neste balanço é necessário conhecer os coeficientes de atividade de cada composto, mas, como demonstraram Rivero *et al.* (1999) e Rivero *et al.*, (2004), a sua não contabilização representa um erro de cerca de 0,0052 % do valor correspondente à exergia química total, pelo que a equação anterior se simplifica, e toma a formulação idêntica à de uma mistura de gases perfeitos,

$$\bar{\varepsilon}_{am} = \sum x_i \bar{\varepsilon}_{ai} + \bar{R} T_a \sum x_i \ln x_i \quad (4.10.11)$$

Então partindo-se da exergia química na base molar para a mistura $\bar{\varepsilon}_{am}$, calcula-se o correspondente valor na base mássica $\varepsilon_{am} = \bar{\varepsilon}_{am}/M_m$ e finalmente,

$$\dot{E}x_q = \dot{m}\varepsilon_{am} \quad (4.10.12)$$

onde

$$\dot{m} = \sum \dot{m}_i \quad (4.10.13)$$

sendo \dot{m}_i o caudal mássico do componente i da mistura de compostos.

O cálculo de exergia química específica, à temperatura padrão $T_a = 0^\circ \text{C}$, ε_a , de um combustível é um processo moroso e foi analisado por Kotas (1985). Aí mostra-se que $\bar{\varepsilon}_a$ pode ser obtida pela equação,

$$\bar{\varepsilon}_a = -\Delta\bar{h}_a + T_a\Delta\bar{s}_a + \bar{R}T_a \left[x_{o_2} \ln \frac{P_{o_2,a}}{P_a} - \sum_k x_k \ln \frac{P_{k,a}}{P_a} \right] \quad (4.10.14)$$

em que o índice k refere-se aos componentes dos produtos de combustão. $\Delta\bar{h}_a$ e $\Delta\bar{s}_a$ representam a variação de entalpia e entropia em termos molares de reação nas condições de P_a e T_a , respectivamente; x_{o_2} representa a fracção molar de oxigénio; P_a é a pressão ambiente e $P_{k,a}$ é a pressão parcial do componente k no ambiente e $P_{o_2,a}$, é a pressão parcial do oxigénio no ambiente.

Porém, muitos combustíveis são misturas de compostos químicos muitas vezes com propriedades físicas desconhecidas e por isso o mesmo autor recomenda uma aproximação mais pragmática,

$$\varepsilon_a = (PCI)\beta \quad (4.10.15)$$

que vai ser seguida no presente trabalho.

Há contudo um aspeto a considerar. Como o PCI é definido para 25 °C, sendo $T_a = 0$ °C no presente trabalho, há que realizar uma correção. Tomando $\varepsilon_0 = \beta(PCI)$, com $T_0 = 25$ °C, tem-se também, segundo Kotas (1985), numa base molar:

$$\bar{\varepsilon}_a = \bar{\varepsilon}_0 \frac{T_0}{T_a} - \Delta \bar{h}_0 \frac{T_0 - T_a}{T_0} \quad (4.10.16)$$

que dividida pela massa molecular do combustível permite obter,

$$\varepsilon_a = \varepsilon_0 \frac{T_0}{T_a} - \Delta h_0 \frac{T_0 - T_a}{T_0} \quad (4.10.17)$$

ou como $-\Delta h_0 = PCI$, chega-se a

$$\varepsilon_a = \beta PCI \frac{T_0}{T_a} + PCI \frac{T_0 - T_a}{T_0} \quad (4.10.18)$$

Na equação 4.10.18, as temperaturas são expressas em Kelvin.

Na prática, a diferença entre ε_a e ε_0 (ou entre $\bar{\varepsilon}_a$ e $\bar{\varepsilon}_0$) é tão pequena que pode ser desprezada e considerar-se que (Kotas, 1985) em termos mássicos:

$$\varepsilon_a = \varepsilon_0 = \beta(PCI) \quad (4.10.19)$$

ou em termos molares

$$\bar{\varepsilon}_a = \bar{\varepsilon}_0 = \beta(\overline{PCI}) \quad (4.10.20)$$

Esta mesma aproximação, $\bar{\varepsilon}_a = \bar{\varepsilon}_0$, também se aplicou aos componentes das misturas processuais em análise. Ou seja, tal como no caso do balanço energético em que as entalpias de formação usadas são definidas para o estado de referência dos dados termoquímicos, $T_0 = 25\text{ }^\circ\text{C}$ e $P_0 = 1\text{ atm}$, também as exergias químicas são baseadas neste mesmo estado de referência. Com efeito, e tomando como referência o exemplo apresentado por Kotas (1995) onde se avalia a diferença entre $\bar{\varepsilon}_a$ e $\bar{\varepsilon}_0$, constata-se que esta é de 0,34 %, ou seja, o erro da aproximação $\bar{\varepsilon}_a = \bar{\varepsilon}_0$ é desprezável.

Sejam PCI o poder calorífico inferior do composto, β o fator de correção da exergia química, y_j a fração mássica dos metais j (Fe, Ni, V) e da água no pseudo-composto e ε_{0j} a exergia química padrão dos referidos metais e da água nesse pseudo-composto.

$$\varepsilon_0 = PCI \beta + \sum(y_j \varepsilon_{0j}) \quad (4.10.21)$$

em que β é função das frações mássicas de carbono (y_C), hidrogénio (y_{H_2}), oxigénio (y_{O_2}), enxofre (y_S) e azoto (y_{N_2}) e é dado por (Rivero *et al.*, 1999 e Rivero *et al.*, 2004),

$$\beta = 1,0401 + 0,1728 \frac{y_{H_2}}{y_C} + 0,0432 \frac{y_{O_2}}{y_C} + 0,2169 \frac{y_S}{y_C} \left(1 - 2,0628 \frac{y_{H_2}}{y_C}\right) + 0,0428 \frac{y_{N_2}}{y_C} \quad (4.10.22)$$

Não havendo metais e água no pseudo-composto, ou no composto, em avaliação, a expressão para o cálculo da exergia química específica de referência simplifica-se,

$$\varepsilon_0 = PCI \beta \quad (4.10.23)$$

No presente trabalho as exergias químicas do fuelóleo e do fuel-gás, são calculadas através das equações (4.10.22) e (4.10.23). Aliás, como se referiu antes, esta aproximação é igualmente sugerida por Kotas (1985) quando se refere ao cálculo da exergia química de combustíveis cuja composição é complexa ou não está bem determinada, ou que na prática sofrem variações de composição ao longo do tempo de utilização. Por este facto, e por uma questão de simplificação na elaboração dos formulários, uma vez que nas tabelas de exergias químicas apresentadas por Kotas (1985) não existem valores de exergias químicas padrão para todos os compostos alvo de estudo no presente trabalho, as exergias químicas padrão dos compostos das correntes de processo foram também determinadas de acordo com a metodologia sugerida por Rivero *et al.*

(1999) e Rivero *et al.* (2004). Contudo, para o H₂ recorreu-se ao valor fornecido por Kotas (1985), uma vez que a aplicação da expressão 4.10.22 daria uma indeterminação matemática (divisão por zero), cuja resolução se refletia num valor com uma ordem de grandeza 10⁶ superior ao valor fornecido por Kotas (1985).

Na tabela 20 são apresentados os valores do poder calorífico inferior (PCI) dos compostos estudados no presente trabalho. O valor do PCI do NMP, por não estar disponibilizado no Perry e Green (1997), foi retirado da página de internet http://www2.basf.us/diols/bcdiolsnmp_properties.html.

Tabela 20. Poder calorífico inferior (Perry e Green, 1997).

Composto		Fórmula química	PCI x 10 ⁹ (J/kmol)	Massa molar (kg/kmol)
Não aromáticos	Metano	CH ₄	0,8026	16,04
	Etano	C ₂ H ₆	1,4286	30,07
	Propano	C ₃ H ₈	2,0431	44,09
	Butano	C ₄ H ₁₀	2,6573	58,12
	Pentano	C ₅ H ₁₂	3,2449	156,31
	Hexano	C ₆ H ₁₄	3,8551	72,15
	Ciclohexano	C ₆ H ₁₂	3,6560	84,16
	Heptano	C ₇ H ₁₆	4,4647	86,17
	Metilciclohexano	C ₇ H ₁₄	4,2571	98,19
	1,1-dimetilciclohexano	C ₈ H ₁₆	4,8639	112,22
	Etilciclohexano	C ₈ H ₁₆	4,8705	112,22
C6's	Benzeno	C ₆ H ₆	3,1360	0,00
C7's	Tolueno	C ₇ H ₈	3,7340	78,11
C8's	Etilbenzeno	C ₈ H ₁₀	4,3450	92,14
	m-Xileno	C ₈ H ₁₀	4,3318	106,17
	o-Xileno	C ₈ H ₁₀	4,3330	106,17
	p-Xileno	C ₈ H ₁₀	4,3330	106,17
C9's	Propilbenzeno	C ₉ H ₁₂	4,9542	106,17
	1,2,4-trimetilbenzeno	C ₉ H ₁₂	4,9307	120,19
C10's	Butilbenzeno	C ₁₀ H ₁₄	4,9510	120,19
	p-DEB	C ₁₀ H ₁₄	4,3450	134,22
C11's	Undecano	C ₁₁ H ₂₄	6,9036	134,22
Álcoois	MEG	C ₂ H ₆ O ₂	1,0590	62,07
	DEG	C ₄ H ₁₀ O ₃	1,6476	106,12
Inorgânico	Água	H ₂ O	0	18,015

Posteriormente, foram comparados os valores das exergias químicas padrão, calculadas através da metodologia proposta por Rivero *et al.* (1999) e Rivero *et al.* (2004), com os valores das tabelas apresentadas em Kotas (1985) para alguns dos compostos alvo deste estudo, de forma a determinar o erro associado aos resultados obtidos no presente trabalho. Os resultados estão apresentados na Tabela 21.

Tabela 21. Erro associado ao cálculo das exergias químicas padrão pela metodologia proposta por Rivero *et al.*, 1999 e Rivero *et al.*, 2004 em comparação com os valores fornecidos por Kotas (1985).

Composto		Exergia química padrão (Rivero <i>et al.</i> , 1999; Rivero <i>et al.</i> , 2004) (kJ/kmol)	Exergia química padrão (Kotas,1985) (kJ/kmol)	Desvio (%)
Não aromáticos	Metano (g)	881345	836510	5,36
	Etano (g)	1548044	1504360	2,90
	Propano (g)	2204045	2163190	1,89
	Butano (g)	2860206	2818930	1,46
	Pentano (l)	3487967	3475590	0,36
	Hexano (l)	4140148	4130570	0,23
C6's	Benzeno (l)	3307235	3305350	0,06
C7's	Tolueno (l)	3944990	3940240	0,12
C8's	Etilbenzeno (l)	4598005	4599370	0,03
C9's	Propilbenzeno (l)	5248665	5262930	0,27

Da análise dos valores apresentados na Tabela 21, poder-se-á dizer que o erro associado aos valores obtidos pelas expressões 4.10.22 e 4.10.23 para o cálculo das exergias químicas padrão dos compostos das correntes de processo, é praticamente negligenciável, tomando valores entre os 0 % e 5 %. Do exposto, poder-se-á depreender que a metodologia aplicada no presente trabalho é convergente com a metodologia proposta por Kotas (1995), sem prejuízo da exatidão dos resultados obtidos.

Kotas (1985) propõe ainda no seu Anexo A uma equação, a equação (A.10), para o cálculo da exergia química de compostos químicos que não estejam tabelados nas suas Tabelas A.3 e A.4. Esta equação é baseada na função de Gibbs de formação do composto e nas exergias químicas padrão dos elementos constituintes desse composto. Da análise do exemplo A.1, versando o cálculo da exergia química padrão do metano através da equação A.10, verifica-se que o valor obtido apresenta um desvio de cerca de 0,01 %, quando comparado com o valor apresentado na Tabela A.4 da mesma referência.

O desvio entre os valores da exergia química padrão do metano, calculado pela expressão proposta por Rivero *et al.*, (1999) e Rivero *et al.*, (2004) com o valor de PCI de Perry e Green (1997), e o obtido através da equação A.10 de Kotas (1985) foi de 5,37 %. Este desvio foi o maior obtido para os compostos de interesse para o presente trabalho.

Definida a exergia específica mássica padrão, para cada um dos componentes de uma dada corrente de processo, esta terá de ser convertida para a base molar para que depois, e de acordo com a equação (4.10.11), se possa calcular a exergia química da mistura na base molar. Finalmente esta exergia química da mistura é reconvertida à base mássica e adicionada à exergia física, para se calcular a exergia total de uma corrente de processo.

4.11. Compostos (Reformado, Solvente e Cortes)

Nos compostos, a quantificação da exergia será realizada pela metodologia indicada na secção anterior. Contudo, nas Un-0100, Un-0200 e Un-0500, o processo envolvido é a destilação, que é um fenómeno meramente físico, pelo que será apenas considerada a exergia física dos compostos que compõem as correntes processuais. Nas restantes unidades (Un-0300 e Un-0400), ocorrem reacções químicas, o que torna necessário quantificar a exergia química envolvida nas correntes. Na mesma linha, sempre que se quantifica a exergia de um combustível, contabilizam-se as respetivas exergias físicas e químicas.

Assim, e uma vez que na análise energética, delineada no presente capítulo, já foi explicitada a metodologia que leva ao conhecimento da fase, líquida ou gasosa, em que se encontram os compostos da corrente, bem como ao conhecimento das suas entalpias e calores específicos, para a quantificação da parcela física da exergia só falta conhecer a metodologia utilizada para a quantificação das respetivas entropias. As entropias específicas dos compostos são calculadas segundo duas expressões:

- quando o composto está na fase líquida,

$$s_l = c_{ll} \ln \left(\frac{T}{T_a} \right) \quad (4.11.1)$$

em que s_l é a entropia específica do composto ou componente no estado líquido

- quando o composto está na fase gasosa supondo comportamento de gás perfeito,

$$s_g = \left[c_{lg} \ln \left(\frac{T_{eb}}{T_a} \right) + \Delta s_{vap} + c_{pvg} \ln \left(\frac{T}{T_{eb}} \right) \right] \quad (4.11.2)$$

onde s_g é a entropia específica do composto ou componente no estado gasoso.

A entropia de vaporização Δs_{vap} é calculada por

$$\Delta s_{vap} = \frac{\Delta h_{vap}}{T_{eb}} \quad (4.11.3)$$

A entropia e entalpia específicas de cada um destes compostos são sempre calculadas em relação ao estado de referência e entram numa média ponderada, através das respetivas frações mássicas, no cálculo da exergia física de cada corrente. Será definido um volume de controlo e será calculada a exergia que cada corrente possui à entrada e à saída deste volume de controlo.

Para a contabilização das irreversibilidades nos diversos equipamentos será também definido um volume de controlo sendo que a diferença entre a entrada e saída de exergia corresponderá às irreversibilidades.

Assim, para a corrente que entra no volume de controlo a considerar, tem-se para a exergia física, quando todos os compostos se encontram na mesma fase, isto é tudo na fase líquida ou tudo na fase gasosa,

$$\dot{E}x_e = \dot{E}x_f = \dot{m} \left(\sum ex_{fe_i} y_i \right) \quad (4.11.4)$$

em que ex_{fe_i} é a exergia física específica de entrada no volume de controlo do composto i , y_i a sua fração mássica e \dot{m} o caudal da corrente.

A exergia física específica é definida pela seguinte expressão:

$$ex_f = (h - h_a) - T_a (s - s_a) \quad (4.11.5)$$

Atendendo a que as entalpias e entropias são calculadas relativamente ao estado P_a e T_a , a exergia física específica de entrada no volume de controlo do composto i , quando este se encontra na fase líquida, é dada por,

$$ex_{fle_i} = h_{le_i} - T_a s_{le_i} \quad (4.11.6)$$

em que h_{le_i} é a entalpia específica de entrada no volume de controlo, quando o composto i se encontra na fase líquida, determinada de acordo com a equação 4.3.13, s_{le_i} é a entropia

específica de entrada no volume de controlo quando o composto i se encontra na fase líquida definida pela equação 4.11.1.

A exergia física específica de entrada no volume de controlo do composto i , quando este se encontra na fase gasosa, ex_{fge_i} , é dada por,

$$ex_{fge_i} = h_{ge_i} - T_a s_{ge_i} \quad (4.11.7)$$

sendo que h_{ge_i} é a entalpia específica de entrada no volume de controlo do composto i quando este se encontra na fase gasosa, equação 4.3.14, enquanto s_{ge_i} é a entropia específica de entrada no volume de controlo quando o composto i se encontra na fase gasosa, equação 4.11.2.

Quando há compostos na fase líquida e outros na fase gasosa tem-se,

$$\dot{E}x_e = \dot{m} [\sum (ex_{fle_i} y_{li}) + \sum (ex_{fge_i} y_{gi})] \quad (4.11.8)$$

O primeiro termo diz respeito aos compostos que entram na fase líquida e o segundo diz respeito aos compostos que às condições termodinâmicas de entrada no volume de controlo se encontram na fase gasosa.

Para a corrente que sai do volume de controlo, a situação é em tudo semelhante à anterior, alterando-se somente as temperaturas em jogo. Assim, para a corrente que sai do volume de controlo, tem-se para a exergia física, quando todos os compostos se encontram na mesma fase, isto é, tudo na fase líquida ou tudo na fase gasosa,

$$\dot{E}x_s = \dot{E}x_f = \dot{m} \left(\sum ex_{fs_i} y_i \right) \quad (4.11.9)$$

sendo a exergia física específica de saída do volume de controlo do composto i , quando este se encontra na fase líquida, dada por,

$$ex_{f_{ls_i}} = h_{ls_i} - T_a s_{ls_i} \quad (4.11.10)$$

em que h_{ls_i} é a entalpia específica de saída do volume de controlo, quando o composto i se encontra na fase líquida, equação 4.3.13, s_{ls_i} é a entropia específica de saída do volume de controlo quando o composto i se encontra na fase líquida, equação 4.11.1.

O valor de $ex_{f_{gs_i}}$, a exergia física específica de saída do volume de controlo do composto i , quando este se encontra na fase gasosa é dado por,

$$ex_{f_{gs_i}} = h_{gs_i} - T_a s_{gs_i} \quad (4.11.11)$$

sendo que h_{gs_i} é a entalpia específica de entrada no volume de controlo do composto i quando este se encontra na fase gasosa, equação 4.3.14, enquanto s_{gs_i} é a entropia específica de entrada no volume de controlo quando o composto i se encontra na fase gasosa, equação 4.11.2.

Quando nos processos em análise existem reações químicas, à exergia física adiciona-se a exergia química calculada segundo a equação (4.10.12), trabalhando-se então com a exergia total ao invés de se utilizar unicamente a exergia física. Como já se referiu, nas análises exergéticas referentes às Un-0100, Un-0200 e Un-0500 trabalha-se só com a exergia física ao passo que nas análises referentes às Un-0300 e Un-400 trabalha-se com a exergia total.

4.12. Fuel-gás e fuelóleo

O fuel-gás e fuelóleo são os combustíveis das fornalhas. Aqui serão consideradas as suas exergias físicas e químicas. No que diz respeito às exergias físicas do fuel-gás e do fuelóleo estas são calculadas através das expressões 4.12.1 e 4.12.2, respetivamente.

$$\dot{E}x_{f_{FG}} = \dot{m}_{FG} \sum \left[c_{p_i} y_i (T_{FG} - T_a) - T_a y_i \left(c_{p_i} \ln \left(\frac{T_{FG}}{T_a} \right) \right) - R_i \ln \left(\frac{P_{FG}}{P_a} \right) \right] \quad (4.12.1)$$

$$\dot{E}x_{f_{FO}} = \dot{m}_{FO} \sum \left[c_i y_i (T_{FO} - T_a) - T_a y_i \left(c_i \ln \left(\frac{T_{FO}}{T_a} \right) \right) - R_i \ln \left(\frac{P_{FO}}{P_a} \right) \right] \quad (4.12.2)$$

Na equação 4.12.1, c_{p_i} é o calor específico, a pressão constante, do composto i , T_{comb} e P_{comb} a temperatura e pressão a que o fuel-gás é fornecido, e R_i a constante particular de gás perfeito para o componente i .

No caso do fuelóleo, a pressão a que é fornecido não é conhecida assumindo-se a pressão do estado de referência. Por outro lado, o fuelóleo é considerado um líquido incompressível, e por isso,

$$ds = c \left(\frac{dT}{T} \right) \quad (4.12.3)$$

pelo que a terceira parcela do segundo membro da equação 4.12.2, é nula.

A exergia química é calculada através das expressões 4.12.4, 4.12.5 e 4.12.6. No caso do fuelóleo,

$$\dot{E}x_{qFO} = \dot{m}_{FO} \varepsilon_{FO}^0 \quad (4.12.4)$$

em que $\dot{E}x_{qFO}$ é a potência exergética química do fuelóleo, ε_{FO}^0 a sua exergia específica química padrão e \dot{m}_{FO} o seu caudal mássico.

A exergia química específica padrão do fuelóleo é dada por,

$$\varepsilon_{FO}^0 = P.C.I_{FO} \beta_{FO} \quad (4.12.5)$$

onde $P.C.I_{FO}$ é o poder calorífico inferior do fuelóleo e β_{FO} a constante de correção da exergia química do fuelóleo (Rivero *et al*, 1999). Esta constante de correção é calculada através de,

$$\beta_{FO} = 1,0401 + 0,1728 \frac{y_{H_2}}{y_C} + 0,0432 \frac{y_{O_2}}{y_C} + 0,2169 \frac{y_S}{y_C} \left(1 - 2,0628 \frac{y_{H_2}}{y_C}\right) + 0,0428 \frac{y_{N_2}}{y_C} \quad (4.12.6)$$

No caso do fuel-gás,

$$\dot{E}x_{qFG} = \dot{m}_{FG} \varepsilon_{FG}^0 \quad (4.12.7)$$

em que $\dot{E}x_{qFG}$ é a potência exergética química do fuel-gás, ε_{FG}^0 a sua exergia específica química padrão e \dot{m}_{FG} o seu caudal mássico.

A exergia química específica padrão do fuel-gás é dada por,

$$\varepsilon_{FG}^0 = P.C.I_{FG} \beta_{FG} \quad (4.12.8)$$

onde $P.C.I_{FG}$ é o poder calorífico inferior do fuel-gás e β_{FG} a constante de correção da exergia química do fuel-gás (Rivero *et al*, 1999). Esta constante é calculada através de,

$$\beta_{FG} = 1,0401 + 0,1728 \frac{y_{H_2}}{y_C} + 0,0432 \frac{y_{O_2}}{y_C} + 0,2169 \frac{y_S}{y_C} \left(1 - 2,0628 \frac{y_{H_2}}{y_C}\right) + 0,0428 \frac{y_{N_2}}{y_C} \quad (4.12.9)$$

Assim a potência exergética total do combustível é dada por,

$$\dot{E}x_{comb} = \dot{E}x_{fcomb} + \dot{E}x_{qFO} + \dot{E}x_{qFG} \quad (4.12.10)$$

4.13. Vapor de média e de alta pressão

A contabilização da exergia associada ao vapor de média e de alta pressão é feita de forma análoga à apresentada no ponto 4.5.1 para a energia. É contabilizada a partir da diferença de exergias entre o vapor que entra na unidade e dos condensados que abandonam a mesma. É exceção, o caudal de vapor direto fornecido à fornalha para atomização do combustível, de onde não há retorno de condensados e que sai misturado na corrente dos gases de combustão, sendo, por isso, necessário contabilizar a sua exergia nesta corrente.

Assim para o vapor que vai para os permutadores, a sua potência exergética $\dot{E}x_{vm,p}$ é calculada a partir de,

$$\dot{E}x_{vm,p} = \dot{m}_{vm,p}(h_{ent.p} - T_a s_{ent.p}) \quad (4.13.1)$$

onde $\dot{m}_{vm,p}$ é o caudal de vapor que entra nos permutadores.

Em relação ao caudal de vapor fornecido às fornalhas, a sua potência exergética $\dot{E}x_{vm,f}$ é calculada a partir de,

$$\dot{E}x_{vm,f} = \dot{m}_{vm,f}[ex_{ent.f}(T, P)] \quad (4.13.2)$$

em que $ex_{ent.f}$ é a exergia específica do vapor de média pressão injetado nas fornalhas e $\dot{m}_{vm,f}$ o caudal mássico de vapor injetado nas fornalhas. $ex_{ent.f}$ é determinada através da equação seguinte,

$$ex_{ent.f} = (h_{ent.f} - T_a s_{ent.f}) \quad (4.13.3)$$

Assim a exergia total de vapor de média pressão $\dot{E}x_{vm,t}$ que é fornecido à unidade é dada pela equação,

$$\dot{E}x_{vm,t} = \sum \dot{E}x_{vm,px} + \dot{E}x_{vmf} \quad (4.13.4)$$

onde o índice x no primeiro termo do segundo membro corresponde ao permutador de vapor em análise.

Para o cálculo das entropias foram utilizadas tabelas termodinâmicas, de acordo com o procedimento descrito na capítulo anterior para o cálculo das entalpias.

Refira-se que na análise exergética das fornalhas a exergia química do vapor de água usado na atomização do fuelóleo, deveria ser contabilizada. Contudo, assumindo-se que este vapor apenas atua fisicamente no processo de atomização do fuelóleo, pelo que a exergia química desta corrente de vapor foi ignorada tanto nas correntes de entrada como nas correntes de saída.

4.14. Eletricidade

A quantificação da exergia da eletricidade, e uma vez que esta pode ser totalmente convertida em trabalho, traduz-se numa simples conversão de unidades tal como foi feito para o caso da sua quantificação energética, então,

$$\dot{E}x_{elet}(kW) = \dot{E}x_{elet} \left(\frac{MWh}{d} \right) \frac{1000}{24} \quad (4.14.1)$$

em que $\dot{E}x_{elet}$ é a potência exergética (em kW) da eletricidade (em MWh/d), fornecida à unidade.

4.15. Fumos

Os fumos que são emitidos pela fornalha possuem um determinado valor em termos de exergia que pode ser aproveitado noutros processos em vez de ser libertado para o ambiente. A sua exergia é obtida através da expressão 4.15.1.

$$\dot{E}x_{fms} = \dot{E}x_{ffms} + \dot{E}x_{qfms} \quad (4.15.1)$$

$\dot{E}x_{fms}$ é a potência exergética dos fumos, $\dot{E}x_{ffms}$ a sua potência exergética física e $\dot{E}x_{qfms}$ a sua potência exergética química.

No entanto, como referido anteriormente, à potência exergética física associada aos fumos terá que ser adicionada a exergia física associada ao vapor que é injetado nas fornalhas, para atomização do fuelóleo, dada pela expressão 4.13.3 e ainda a exergia associada à humidade existente no caudal de ar necessário à combustão. Assim, à expressão 4.15.1, terão que ser adicionadas mais duas parcelas

$$\dot{E}x_{fms} = \dot{E}x_{ffms} + \dot{E}x_{qfms} + \dot{E}x_{ent.f} + \dot{E}x_{H2O.ar} \quad (4.15.2)$$

sendo que $\dot{E}x_{ent.f}$ é a potência exergética do vapor injetado na fornalha e $\dot{E}x_{H2O.ar}$ a potência exergética da água existente no ar, a qual é determinada através da expressão 4.11.7.

A potência exergética física dos fumos é determinada considerando os fumos uma mistura de gases perfeitos

$$\dot{E}x_{ffms} = \dot{m}_{fms} \left[c_{p_i} y_i (T_{fms} - T_a) - T_a y_i \left(c_{p_i} \ln \left(\frac{T_{fms}}{T_a} \right) \right) - R_i \ln \left(\frac{P_{fms}}{P_a} \right) \right] \quad (4.15.3)$$

em que T_{fms} é a temperatura a que os fumos abandonam a fornalha e P_{fms} é a pressão a que os fumos abandonam a fornalha.

A exergia química dos fumos é calculada através da seguinte expressão,

$$\dot{E}x_{qfms} = \dot{m}_{fms} \varepsilon^0_{fms} \quad (4.15.4)$$

onde ε^0_{fms} é a exergia química específica de cada um dos componentes presentes no caudal de fumos.

4.16. Determinação da irreversibilidade

Voltando à definição do balanço exergético de um equipamento ou componente da instalação

$$\sum \dot{E}x_e = \sum \dot{E}x_s + \dot{I} \quad (4.16.1)$$

constata-se que deste balanço se determina facilmente \dot{I} , a potência associada às irreversibilidades no volume de controlo, ou seja a potência exergética destruída no volume de controlo.

Há no entanto alguns casos particulares em que convém detalhar melhor o procedimento de aplicação da equação anterior e que seguidamente se analisam, e que são os casos dos permutadores de calor em geral, dos condensadores e dos aeroarrefecedores. Estes dois últimos equipamentos não são mais do que casos particulares de permutadores de calor. E então seguem-se as equações aplicadas nestes três casos concretos e que são basicamente derivações da eq. (4.16.1). No caso dos condensadores, aeroarrefecedores e permutadores, esta exergia libertada para o ambiente será unicamente sob a forma de calor. Nos dois primeiros, será a diferença de exergias entre a corrente de entrada e a de saída de cada equipamento (Eq. 4.16.2). Nos permutadores de calor também é possível definir uma exergia de perdas, mas neste caso será a diferença de exergias entre as duas correntes que circulam no permutador (Eq.4.16.3).

$$\dot{I}_p = \dot{E}x_e - \dot{E}x_s \quad (4.16.2)$$

em que \dot{I}_p é a potência relativa a irreversibilidades da corrente.

Para os permutadores de calor também é possível definir uma exergia de perdas, mas neste caso dada pela diferença de exergias entre as duas correntes que circulam no permutador

$$\dot{I}_p = \Delta\dot{E}x_a - \Delta\dot{E}x_b \quad (4.16.3)$$

sendo $\Delta\dot{E}x_a$ a variação de potência exergética da corrente que fornece a energia térmica no permutador (Eq. 4.16.4) e $\Delta\dot{E}x_b$ é a variação de potência exergética da corrente que recebe essa energia térmica (Eq. 4.16.5), isto é:

$$\Delta\dot{E}x_a = \dot{E}x_{ea} - \dot{E}x_{sa} \quad (4.16.4)$$

$\dot{E}x_{ea}$ é a potência exergética do fluido que fornece calor à entrada do permutador e $\dot{E}x_{sa}$ a potência exergética do mesmo fluido à saída do permutador.

$$\Delta\dot{E}x_b = \dot{E}x_{sb} - \dot{E}x_{eb} \quad (4.16.5)$$

$\dot{E}x_{sb}$ é a potência exergética do fluido que recebe calor à saída do permutador e $\dot{E}x_{eb}$ a potência exergética do mesmo fluido à entrada do permutador.

4.17. Rendimento exergético

Tendo por base a equação 4.11.2 define-se rendimento exergético de um equipamento ou de uma instalação como,

$$\eta_{ex} = \frac{\sum \dot{E}x_s}{\sum \dot{E}x_e} = 1 - \frac{i}{\sum \dot{E}x_e} \quad (4.17.1)$$

Esta formulação clássica do rendimento exergético é usada no presente trabalho. Contudo há por vezes situações em que o resultado daí obtido apresenta informação pouco relevante. Quando tal acontece, Kotas (1995) propõe para processos de separação, um rendimento exergético racional. Este rendimento torna-se interessante quando as exergias químicas das correntes processuais são muito elevadas, comparativamente às exergias do calor e trabalho fornecidas à unidade, levando por isso a resultados pouco consistentes para o rendimento exergético convencional, equação 4.17.1. Se o efeito destas exergias químicas não for eliminado na subtração das exergias das correntes processuais de saída e entrada, o efeito das irreversibilidades no rendimento exergético do processo pode ser mascarado. Por isso, esta formulação do rendimento exergético tem o nome de racional, pois coloca, segundo este autor, numa perspetiva mais racional ou realista, o peso efetivo das exergias em jogo. O quociente entre as irreversibilidades e as exergias do calor e trabalho fornecidos irá então permitir determinar o verdadeiro peso destas irreversibilidades (Kotas, 1995). O rendimento exergético racional é determinado por,

$$\eta_{exracional} = \frac{\sum \dot{E}x_s - \sum \dot{E}x_e}{\dot{E}x_{calor_e} + \dot{E}x_{trabalho_e}} \quad (4.17.2)$$

em que $\sum \dot{E}x_s$ representa o somatório das exergias das correntes processuais de saída, $\sum \dot{E}x_e$ o somatório das exergias das correntes processuais de entrada, enquanto $\dot{E}x_{calor_e}$ e $\dot{E}x_{trabalho_e}$ são as exergias do calor e trabalho fornecidas à unidade, respetivamente.

5. Formulários para o cálculo do balanço energético e exergético

Com base nas fórmulas para o cálculo do rendimento energético e exergético, apresentadas nos capítulos anteriores, e com recurso aos valores apresentados nas tabelas para os compostos em estudo, foi elaborado um formulário para o cálculo dos balanços energético e exergético das correntes em estudo, dos equipamentos envolvidos em cada unidade, e das utilidades envolvidas no processo. A utilização do formulário é bastante intuitiva, seguindo os passos descritos nos capítulos anteriores. Os dados necessários para os cálculos são pedidos nas células a amarelo, os resultados obtidos surgem nas células a azul claro, para o balanço energético e a verde, para o balanço exergético.

Assim, o primeiro passo em cada um dos formulários, será determinar as temperaturas de ebulição dos componentes que compõem a corrente, nas condições de entrada ou de saída, tanto no caso do formulário de estudo das correntes como nos formulários de análise dos equipamentos (permutadores, condensadores, arrefecedores e fornalhas).

5.1. Cálculo das temperaturas de ebulição

Como referido anteriormente, o primeiro passo consiste em determinar as temperaturas de ebulição dos componentes. Na Figura 13, apresenta-se o cabeçalho do formulário para o cálculo das temperaturas de ebulição. Nele, indica-se o nome da unidade em estudo, o nome do equipamento por onde passa a corrente em causa e o nome da corrente que geralmente indica a sua principal composição.

Indica-se também, a queda de pressão do equipamento, que é obtida nos *datasheets* dos equipamentos ou nos *P&ID's (Piping and Instrumentation Diagram)* dos processos. Com base nessa queda de pressão, determina-se a pressão de saída da corrente. Se se estão a calcular as temperaturas de ebulição da corrente de entrada, indica-se 1 na opção Corrente/Entrada e, caso se trate da corrente de saída, coloca-se 1 na opção Corrente/Saída.

Análise Exergética da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos

Nome da Unidade: **U100** Dados obtidos de: **01.01.2011** a **14.07.2011**

Nome do equipamento: **T-101** Nome da Corrente: **Reformado**

Queda de Pressão do Equipamento (kg/cm²): **0** para Caudal (kg/h): **80409,58** Corrente Entrada: **1**

Caudal da Corrente (ton/dia): **1929,83** ΔP (kg/cm²): **#DIV/0!** Corrente Saída: **0**

Pressão Operação (kg.cm²) entrada: **1,1** Pressão Operação (kg.cm²) saída: **#DIV/0!** mmHg: **809,60**

Pressão de Operação: **809,60** mmHg **1,07** atm

Balanco: **2,62E-07**

A =	B =	C =	D =	E =
33,3239	-2422,7	-9,2354	9,0199E-11	0,000004105

Tebu 310,93 K

Figura 13. Cabeçalho do formulário para o cálculo das temperaturas de ebulição.

Os coeficientes de Antoine dos compostos em estudo estão indicados em duas tabelas: na primeira, os valores obtidos da temperatura de ebulição são expressos em Kelvin, através da expressão 4.4.1 (Figura 14), enquanto a segunda apresenta os valores da temperatura de ebulição em °C (depois convertidos em Kelvin), pela aplicação da equação 4.4.2 (Figura 15).

Estas tabelas servem como base de dados, bem como, na última coluna, para indicar os valores obtidos para as temperaturas de ebulição e que serão utilizados nos cálculos a seguir.

ENTRADA										
Coeficientes de Antoine										
ID	Formula	Composto	A	B	C	D	E	Tmin (K)	Tmax	Teb (K)
1	C5H12	Pentano	33,32	-2422,70	-9,24	0,00	0,00	143,42	469,65	
2	C6H6	Benzeno	31,77	-2725,40	-8,44	0,00	0,00	278,68	562,16	
3	C6H14	Hexano	69,74	-3627,80	-23,93	0,01	0,00	177,84	507,43	
4	C7H8	Tolueno	34,08	-3037,90	-9,16	0,00	0,00	178,18	591,79	
5	C7H16	Heptano	65,03	-3818,80	-21,68	0,01	0,00	182,56	540,26	
6	C8H10	Etilbenzeno	36,20	-3340,20	-9,80	0,00	0,00	178,15	617,17	
7	C8H10	m-xileno	34,68	-3298,10	-9,26	0,00	0,00	225,30	617,05	
8	C8H10	o-xileno	37,24	-3457,30	-10,13	0,00	0,00	247,98	630,37	
9	C8H10	p-xileno	60,05	-4015,90	-19,44	0,01	0,00	286,41	616,26	
10	C9H12	Propilbenzeno	39,82	-3697,80	-10,96	0,00	0,00	173,67	638,38	
11	C10H14	Butilbenzeno	49,97	-4398,10	-14,35	0,00	0,00	185,30	660,55	
12	C11H24	Undecano	82,92	-5608,50	-27,33	0,01	0,00	247,57	638,76	

Figura 14. Coeficientes de Antoine para temperatura expressa em Kelvin.

ENTRADA										
Coeficientes de Antoine										
ID	Formula	Composto	A	B	C	D	E	Tmin(°C)	Tmax	Teb (K)
1	H2O	Água	8,07	1730,63	233,43	0,00	0,00	1,0	100,0	
2	CH4	Metano	6,70	405,42	267,78	0,00	0,00	-181,0	-152,0	
3	C2H6	Etano	6,83	663,70	256,47	0,00	0,00	-143,0	-75,0	
4	C3H8	Propano	6,80	803,81	246,99	0,00	0,00	-108,0	-25,0	
5	C4H10	Butano	6,81	935,86	238,73	0,00	0,00	-78,0	19,0	
6	C10H14	p-DEB	7,00	1588,31	201,97	0,00	0,00	63,0	214,0	
7	C7H14	Metilciclohexano	6,82	1270,76	221,42	0,00	0,00	-3,0	127,0	
8	C6H12	Ciclohexano	6,84	1201,53	222,65	0,00	0,00	6,0	105,0	
9	C9H12	1,2,3 trimetilbenzeno	7,04	1593,96	207,08	0,00	0,00	57,0	205,0	

Figura 15. Coeficientes de Antoine para temperatura expressa em °C.

Para determinar as temperaturas de ebulição, é necessário copiar os coeficientes de Antoine correspondentes ao composto em causa. Na Figura 16 mostra-se o exemplo para o cálculo da temperatura de ebulição do pentano.

Pressão de Operação mmHg atm

Balanco

A = B = C = D = E =

Tebu

ENTRADA							
Coeficientes de Antoine							
ID	Formula	Composto	A	B	C	D	E
1	C5H12	Pentano	33,32	-2422,70	-9,24	0,00	0,00
2	C6H6	Benzeno	31,77	-2725,40	-8,44	0,00	0,00
3	C6H14	Hexano	69,74	-3627,80	-23,93	0,01	0,00
4	C7H8	Tolueno	34,08	-3037,90	-9,16	0,00	0,00
5	C7H16	Heptano	65,03	-3818,80	-21,68	0,01	0,00
6	C8H10	Etilbenzeno	36,20	-3340,20	-9,80	0,00	0,00
7	C8H10	m-xileno	34,68	-3298,10	-9,26	0,00	0,00
8	C8H10	o-xileno	37,24	-3457,30	-10,13	0,00	0,00
9	C8H10	p-xileno	60,05	-4015,90	-19,44	0,01	0,00
10	C9H12	Propilbenzeno	39,82	-3697,80	-10,96	0,00	0,00
11	C10H14	Butilbenzeno	49,97	-4398,10	-14,35	0,00	0,00
12	C11H24	Undecano	82,92	-5608,50	-27,33	0,01	0,00

Figura 16. Procedimento para copiar os coeficientes de Antoine.

Após copiar os valores, clica-se na célula A, correspondente ao valor do coeficiente A de Antoine, seleciona-se a opção de colar especial e, por fim, seleciona-se a opção de copiar valores. Desta forma, copiam-se os coeficientes A, B, C, D e E para as células correspondentes.

Pressão de Operação mmHg

A = B = C = D = E =

ENTRADA							
Coeficientes de Antoine							
ID	Formula	Composto	A	B	C	D	E
1	C5H12	Pentano	33,32	-2422,70	-9,24	0,00	0,00
2	C6H6	Benzeno	31,77	-2725,40	-8,44	0,00	0,00
3	C6H14	Hexano	69,74	-3627,80	-23,93	0,01	0,00
4	C7H8	Tolueno	34,08	-3037,90	-9,16	0,00	0,00
5	C7H16	Heptano	65,03	-3818,80	-21,68	0,01	0,00
6	C8H10	Etilbenzeno	36,20	-3340,20	-9,80	0,00	0,00
7	C8H10	m-xileno	34,68	-3298,10	-9,26	0,00	0,00
8	C8H10	o-xileno	37,24	-3457,30	-10,13	0,00	0,00
9	C8H10	p-xileno	60,05	-4015,90	-19,44	0,01	0,00
10	C9H12	Propilbenzeno	39,82	-3697,80	-10,96	0,00	0,00
11	C10H14	Butilbenzeno	49,97	-4398,10	-14,35	0,00	0,00
12	C11H24	Undecano	82,92	-5608,50	-27,33	0,01	0,00

Figura 17. Procedimento para colar os valores dos coeficientes de Antoine.

Após copiar os coeficientes do composto em causa, seleciona-se, na barra de ferramentas/ferramentas, a opção *Solver*.

Pressão de Operação mmHg atm

Balança

A = B = C = D = E =

Tebu

ENTRADA										
Coeficientes de Antoine										
ID	Formula	Composto	A	B	C	D	E	Tmin (K)	Tmax	Teb (K)
1	C5H12	Pentano	33,32	-2422,70	-9,24	0,00	0,00	143,42	469,65	
2	C6H6	Benzeno	31,77	-2725,40	-8,44	0,00	0,00	278,68	562,16	
3	C6H14	Hexano	69,74	-3627,80	-23,93	0,01	0,00	177,84	507,43	
4	C7H8	Tolueno	34,08	-3037,90	-9,16	0,00	0,00	178,18	591,79	
5	C7H16	Heptano	65,03	-3818,80	-21,68	0,01	0,00	182,56	540,26	
6	C8H10	Etilbenzeno	36,20	-3340,20	-9,80	0,00	0,00	178,15	617,17	
7	C8H10	m-xileno	34,68	-3298,10	-9,26	0,00	0,00	225,30	617,05	
8	C8H10	o-xileno	37,24	-3457,30	-10,13	0,00	0,00	247,98	630,37	
9	C8H10	p-xileno	60,05	-4015,90	-19,44	0,01	0,00	286,41	616,26	
10	C9H12	Propilbenzeno	39,82	-3697,80	-10,96	0,00	0,00	173,67	638,38	
11	C10H14	Butilbenzeno	49,97	-4398,10	-14,35	0,00	0,00	185,30	660,55	
12	C11H24	Undecano	82,92	-5608,50	-27,33	0,01	0,00	247,57	638,76	

Figura 18. Procedimento para selecionar a opção *Solver*.

Na opção *Solver*, define-se um balanço (célula \$J\$20) da equação de Antoine que, pela alteração do valor da temperatura de ebulição (célula \$J\$22), terá o valor de zero.

Pressão de Operação mmHg atm

Balança

A = B = C = D = E =

Tebu

ID	Formula	Compo	A	B	C	D	E	Tmin (K)	Tmax	Teb (K)
1	C5H12	Pentano	33,32	-2422,70	-9,24	0,00	0,00	143,42	469,65	
2	C6H6	Benzeno	31,77	-2725,40	-8,44	0,00	0,00	278,68	562,16	
3	C6H14	Hexano	69,74	-3627,80	-23,93	0,01	0,00	177,84	507,43	
4	C7H8	Tolueno	34,08	-3037,90	-9,16	0,00	0,00	178,18	591,79	
5	C7H16	Heptano	65,03	-3818,80	-21,68	0,01	0,00	182,56	540,26	
6	C8H10	Etilbenzeno	36,20	-3340,20	-9,80	0,00	0,00	178,15	617,17	
7	C8H10	m-xileno	34,68	-3298,10	-9,26	0,00	0,00	225,30	617,05	
8	C8H10	o-xileno	37,24	-3457,30	-10,13	0,00	0,00	247,98	630,37	
9	C8H10	p-xileno	60,05	-4015,90	-19,44	0,01	0,00	286,41	616,26	
10	C9H12	Propilbenzeno	39,82	-3697,80	-10,96	0,00	0,00	173,67	638,38	
11	C10H14	Butilbenzeno	49,97	-4398,10	-14,35	0,00	0,00	185,30	660,55	
12	C11H24	Undecano	82,92	-5608,50	-27,33	0,01	0,00	247,57	638,76	

Figura 19. Procedimento para estabelecer os parâmetros na opção *Solver*.

Desta forma, surge na célula \$J\$22 o valor da temperatura de ebulição, que é escrito na coluna da temperatura de ebulição do componente em causa. Neste caso, na Figura 20 está indicada a temperatura de ebulição do pentano.

Pressão de Operação					809,60 mmHg	1,07 atm
A =	B =	C =	D =	E =	Balança -4,80E-07	
33,3239	-2422,7	-9,2354	9,0199E-11	0,000004105	Tebu 310,93 K	

ENTRADA										
Coeficientes de Antoine										
ID	Formula	Composto	A	B	C	D	E	Tmin (K)	Tmax	Teb (K)
1	C5H12	Pentano	33,32	-2422,70	-9,24	0,00	0,00	143,42	469,65	310,93
2	C6H6	Benzeno	31,77	-2725,40	-8,44	0,00	0,00	278,68	562,16	
3	C6H14	Hexano	69,74	-3627,80	-23,93	0,01	0,00	177,84	507,43	
4	C7H8	Tolueno	34,08	-3037,90	-9,16	0,00	0,00	178,18	591,79	
5	C7H16	Heptano	65,03	-3818,80	-21,68	0,01	0,00	182,56	540,26	
6	C8H10	Etilbenzeno	36,20	-3340,20	-9,80	0,00	0,00	178,15	617,17	
7	C8H10	m-xileno	34,68	-3298,10	-9,26	0,00	0,00	225,30	617,05	
8	C8H10	o-xileno	37,24	-3457,30	-10,13	0,00	0,00	247,98	630,37	
9	C8H10	p-xileno	60,05	-4015,90	-19,44	0,01	0,00	286,41	616,26	
10	C9H12	Propilbenzeno	39,82	-3697,80	-10,96	0,00	0,00	173,67	638,38	
11	C10H14	Butilbenzeno	49,97	-4398,10	-14,35	0,00	0,00	185,30	660,55	
12	C11H24	Undecano	82,92	-5608,50	-27,33	0,01	0,00	247,57	638,76	

Figura 20. Temperatura de ebulição do pentano, obtido a partir do programa Solver.

Repetindo os passos anteriores para os restantes componentes, obtêm-se as temperaturas dos componentes que compõem a corrente.

ENTRADA										
Coeficientes de Antoine										
ID	Formula	Composto	A	B	C	D	E	Tmin (K)	Tmax	Teb (K)
1	C5H12	Pentano	33,32	-2422,70	-9,24	0,00	0,00	143,42	469,65	310,93
2	C6H6	Benzeno	31,77	-2725,40	-8,44	0,00	0,00	278,68	562,16	355,45
3	C6H14	Hexano	69,74	-3627,80	-23,93	0,01	0,00	177,84	507,43	344,15
4	C7H8	Tolueno	34,08	-3037,90	-9,16	0,00	0,00	178,18	591,79	386,03
5	C7H16	Heptano	65,03	-3818,80	-21,68	0,01	0,00	182,56	540,26	373,89
6	C8H10	Etilbenzeno	36,20	-3340,20	-9,80	0,00	0,00	178,15	617,17	411,71
7	C8H10	m-xileno	34,68	-3298,10	-9,26	0,00	0,00	225,30	617,05	414,6
8	C8H10	o-xileno	37,24	-3457,30	-10,13	0,00	0,00	247,98	630,37	420,08
9	C8H10	p-xileno	60,05	-4015,90	-19,44	0,01	0,00	286,41	616,26	414,11
10	C9H12	Propilbenzeno	39,82	-3697,80	-10,96	0,00	0,00	173,67	638,38	435,01
11	C10H14	Butilbenzeno	49,97	-4398,10	-14,35	0,00	0,00	185,30	660,55	458,95
12	C11H24	Undecano	82,92	-5608,50	-27,33	0,01	0,00	247,57	638,76	471,73

Figura 21. Temperatura de ebulição dos componentes da corrente, obtidos a partir do programa Solver.

5.2. Cálculo da entalpia e exergia das correntes processuais

Para o cálculo da entalpia e da exergia das correntes, é necessário preencher uma nova página do formulário do cálculo de correntes. Nesta página, está indicado, tal como no formulário do cálculo das temperaturas de ebulição, um cabeçalho de identificação da corrente e da unidade à qual esta pertence. É necessário indicar a temperatura de entrada da corrente, bem como o caudal da mesma, Figura 22. A composição mássica da corrente deverá ser preenchida na coluna a amarelo, onde deverão ser indicadas as frações mássicas (valores de 0 a 1).

Este formulário tem inserido como bases de dados, as tabelas apresentadas anteriormente, para os cálculos dos calores específicos, entalpias de formação, entalpias de vaporização e entalpia de calor sensível. A azul é apresentado o somatório individual de cada uma das entalpias, bem como a entalpia total da corrente, i.e., o somatório da entalpia de formação, de vaporização e da entalpia de calor sensível, nas condições de entrada ou de saída no processo. A verde serão apresentados os valores discriminados da exergia física da corrente e da sua exergia química, bem como do seu somatório, Figura 23.

Mais uma vez, os valores apresentados a título exemplificativo são correspondentes à corrente de reformado que entra na Un-0100.

Nome da Unidade	U100	
Nome do Equipamento	T-101	
Temperatura Referência (°C)	25	298,15 K
T0 (°C)	16,43	289,58 K
Temperatura Entrada(°C)	25,03	298,18 K
Pressão Operação (kg.cm ²)	1	809,60 mmHg
Caudal da Corrente (ton/dia)	1929,83	22,34 kg/s

Dados obtidos de :	01-01-2011	a	14-07-2011
Nome da Corrente	Reformado		
Corrente	Entrada	x	
	Saída		
	R (kJ/kmol.K)	8,314	

BALANÇO ENERGÉTICO DA CORRENTE															
Fórmula	Composição da corrente		T ebulição (K)	T médias (K)			Calor específico (kJ/kg.K)			Tr	Entalpias (kJ/kg)			Total(kJ/kg)	
	Componente	Fração Mássica %		Líquido	(25°C)	Vapor	Líquido	Liq (25 °C)	Vapor		Vapor (25° C)	Formação	Vaporização		Entalpia
C6H6	Benzeno	0,060	355,45	293,88	298,165	0	1,76	1,76	0,00	0,00	0,632	63,2	0,0	0,9	64,1
C7H8	Tolueno	0,210	386,03	293,88	298,165	0	1,70	1,71	0,00	0,00	0,652	112,8	0,0	3,1	115,9
C8H10	Etilbenzeno	0,040	411,71	293,88	298,165	0	2,01	2,01	0,00	0,00	0,667	10,9	0,0	0,7	11,6
C8H10	o-Xileno	0,050	420,08	293,88	298,165	0	1,78	1,78	0,00	0,00	0,666	8,6	0,0	0,8	9,4
C8H10	m-Xileno	0,100	414,6	293,88	298,165	0	1,71	1,72	0,00	0,00	0,672	15,6	0,0	1,5	17,1
C8H11	p-Xileno	0,050	414,11	293,88	298,165	0	1,85	1,86	0,00	0,00	0,672	8,1	0,0	0,8	8,9
C9H12	Propilbenzeno	0,130	435,01	293,88	298,165	0	1,79	1,79	0,00	0,00	0,681	7,6	0,0	2,0	9,6
C10H14	Butilbenzeno	0,030	458,95	293,88	298,165	0	1,84	1,85	0,00	0,00	0,695	-6,7	0,0	0,5	-6,2
C11H16	Undecano	0,010	471,73	293,88	298,165	0	1,85	1,86	0,00	0,00	0,738	-17,4	0,0	0,2	-17,2
C5H12	n-pentano	0,160	310,93	293,88	298,165	0	2,25	2,27	0,00	0,00	0,662	-327,0	0,0	3,1	-323,9
C6H14	Hexano	0,080	344,15	293,88	298,165	0	2,22	2,24	0,00	0,00	0,678	-155,7	0,0	1,5	-154,2
C7H16	Heptano	0,080	373,89	293,88	298,165	0	2,29	2,30	0,00	0,00	0,692	-150,6	0,0	1,6	-149,0
C8H16	1,1 dimetilciclohexano	1000	1000	293,88	298,165	0	1,85	1,86	0,00	0,00	1,632	0,0	0,0	0,0	0,0
C8H16	Etilciclohexano	1000	1000	293,88	298,165	0	1,88	1,90	0,00	0,00	1,642	0,0	0,0	0,0	0,0
C8H18	Propilciclohexano	1000	1000	293,88	298,165	0	0,00	0,00	0,00	0,00	1,541	0,0	0,0	0,0	0,0
C9H12	1,2,4-trimetilbenzeno	1000	1000	293,88	298,165	0	1,78	1,79	0,00	0,00	1,541	0,0	0,0	0,0	0,0
C6H12	Ciclohexano	1000	1000	293,88	298,165	0	1,82	1,84	0,00	0,00	1,806	0,0	0,0	0,0	0,0
C7H14	metilciclohexano	1000	1000	293,88	298,165	0	1,86	1,88	0,00	0,00	1,748	0,0	0,0	0,0	0,0
C5H9NO	NMP	477,15	293,88	298,165	0	1,75	1,75	0,00	0,00	0,659	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C2H6O2	MEG	470,45	293,88	298,165	0	2,40	2,40	0,00	0,00	0,654	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C4H10O3	DEG	518,15	293,88	298,165	0	2,32	2,32	0,00	0,00	0,720	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H2	Hidrogénio	20,25	154,915	298,165	159,215	0	0,00	0,00	14,16	14,16	0,610	0,0	0,0	0,0	0,0
CH4	Metano	1000	293,88	298,165	0	2,22	2,22	2,22	2,22	5,248	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C2H6	Etano	1000	293,88	298,165	0	1,74	1,74	1,74	1,74	3,275	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C3H8	Propano	1000	293,88	298,165	0	1,70	1,70	1,70	1,70	2,704	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C4H10	Butano	1000	293,88	298,165	0	1,65	1,65	1,65	1,65	2,352	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
H2O	Água	1000	293,88	298,165	0	4,20	4,19	0,00	0,00	1,545	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0
C10H14	p-DEB	1000	293,88	298,165	0	1,75	1,76	0,00	0,00	1,531	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0

Soma 1

Entalpias da Corrente (kJ/s) -9619,69 0,00 369,41 -9250,28

Figura 22. Formulário para o cálculo da entalpia da corrente.

Nome da Unidade	U100		Dados obtidos de :	01-01-2011	a	14-07-2011
Nome do Equipamento	T-101		Nome da Corrente	Reformado		
Temperatura Referência (°C)	25	298,15 K	Corrente	Entrada	x	
T0 (°C)	16,43	289,58 K		Saída		
Temperatura Entrada(°C)	25,03	298,18 K	R (kJ/kmol.K)	8,314		
Pressão Operação (kg.cm ²)	1	809,60 mmHg				
Caudal da Corrente (ton/dia)	1929,83	22,34 kg/s				

BALANÇO EXERGÉTICO DA CORRENTE							
Fórmula	Composição da corrente		T ebulição (k)	Entropia Vaporização (kJ/kg.K)	Exergia (kJ/kg)		Exergia Total(kJ/s)
	Componente	Fração Mássica %			Física	Química	
C6H6	Benzeno	0,060	355,45	0	0	33	
C7H8	Tolueno	0,210	386,03	0	0	113	
C8H10	Etilbenzeno	0,040	411,71	0	0	25	
C8H10	o-Xileno	0,050	420,08	0	0	28	
C8H10	m-Xileno	0,100	414,6	0	0	54	
C8H11	p-Xileno	0,050	414,11	0	0	29	
C9H12	Propilbenzeno	0,130	435,01	0	0	73	
C10H14	Butilbenzeno	0,030	458,95	0	0	17	
C11H16	Undecano	0,010	471,73	0	0	6	
C5H12	n-pentano	0,160	310,93	0	0	116	
C6H14	Hexano	0,080	344,15	0	0	57	
C7H16	Heptano	0,080	373,89	0	0	59	
C8H16	1,1 dimetilciclohexano		1000	0	0	0	
C8H16	Etilciclohexano		1000	0	0	0	
C9H18	Propilciclohexano		1000	0	0	0	
C9H12	1,2,4-trimetilbenzeno		1000	0	0	0	
C6H12	Ciclohexano		1000	0	0	0	
C7H14	metilciclohexano		1000	0	0	0	
C5H9NO	NMP		477,15	0	0	0	
C2H6O2	MEG		470,45	0	0	0	
C4H10O3	DEG		518,15	0	0	0	
H2	Hidrogénio		20,25	0	0	0	
CH4	Metano		1000	0	0	0	
C2H6	Etano		1000	0	0	0	
C3H8	Propano		1000	0	0	0	
C4H10	Butano		1000	0	0	0	
H2O	Água		1000	0	0	0	
C10H14	p-DEB		1000	0	0	0	
Soma		1			5,38	273120,35	273126

Figura 23. Formulário para o cálculo da exergia da corrente.

5.3. Cálculo da entalpia e exergia do fuel-gás

Para o cálculo da energia e exergia das utilidades envolvidas no processo, recorreu-se, mais uma vez, ao formulário. Para cada uma das utilidades: fuel-gás, fuelóleo, vapor de média ou alta pressão e eletricidade, existe uma tabela devidamente assinalada, bastando, para a obtenção dos resultados, preencher as células a amarelo com os dados necessários.

Para o caso do fuel-gás, é necessário indicar a temperatura, o poder calorífico, o caudal utilizado bem como a composição do fuel-gás, que irá permitir calcular o seu calor específico.

Fuel - Gás			
Temperatura (FG) (°C)	18,7	291,85	K
Poder Calorífico (kcal/kg)	11993,77	50215,52	kJ/kg
Caudal (ton/d)	19,02	0,22	kg/s
Entalpia FG (kJ/s)		11055,37	
β (FG)	1,09	cp (FG) (kJ/kg.K) 1,97	
Exergia (kJ/s)		12026,13	
Composição FG % CH4 0,56 C3H8 0,19 C4H10 0,25 Y(C) 0,7833 Y(H2) 0,2167			

Figura 24. Formulário para o cálculo da entalpia e da exergia do fuel-gás.

5.4. Cálculo da entalpia e exergia do fuelóleo

Para o caso do fuelóleo, assim como para o fuel-gás, é necessário indicar a temperatura e o poder calorífico para o cálculo da entalpia (Eq. 4.4.2) e da exergia deste combustível (Eq. 4.10.23). O calor específico do fuelóleo é indicado com base nas suas características, cujo valor deve ser pesquisado em bibliografia adequada. No presente caso, o valor do calor específico foi obtido em http://www.engineeringtoolbox.com/specific-heat-fluids-d_151.html.

Fuelóleo			
Temperatura (FO) (°C)	291,85	565	K
Poder Calorífico (kcal/kg)	9636,56	40346,35	kJ/kg
Caudal (ton/d)	13,56	0,16	kg/s
Entalpia FO (kJ/s)		6422,48	
β (FO)	1,07	cp (FO) (kJ/kg.K) 2,09	
Exergia (kJ/s)		6779,15	

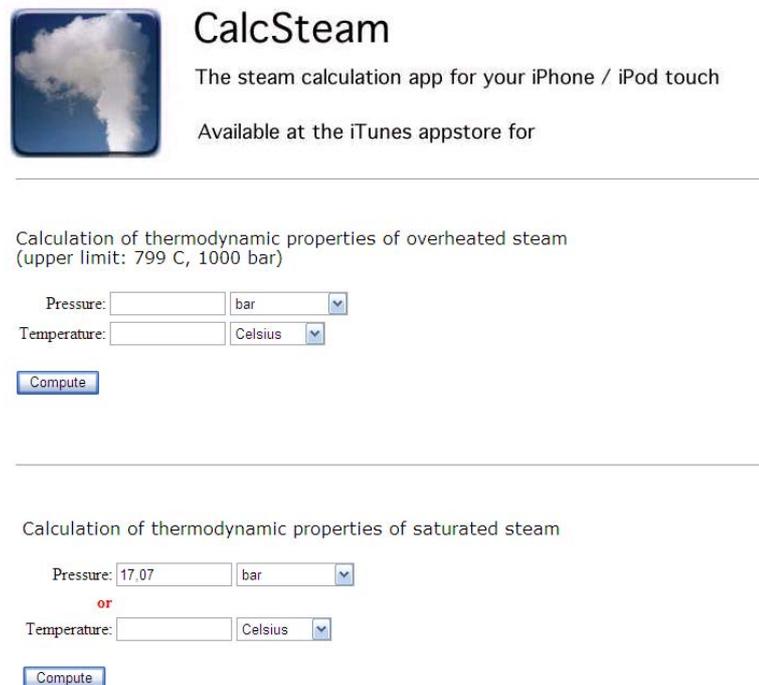
Figura 25. Formulário para o cálculo da entalpia e da exergia do fuelóleo.

5.5. Cálculo da entalpia e exergia do vapor de média e alta pressão

Para o cálculo da energia e da exergia do vapor, é necessário, antes de tudo, selecionar o vapor em causa: vapor de alta ou de média pressão. Para selecionar, deverá colocar 1 na célula correspondente. Na Figura 26, foi selecionada a opção de vapor de média pressão.

Posteriormente, é necessário indicar a temperatura, a pressão e o caudal do mesmo. Com base nas condições iniciais do vapor, poderá ser calculada a entalpia e a entropia do vapor, nas condições de entrada, pelo recurso ao *software* de cálculo das propriedades do vapor de água, disponível na página da internet http://www.peacesoftware.de/einigewerte/wasser_dampf_e.html, conforme figuras abaixo. Em alternativa pode recorrer-se aos diagramas termodinâmicos para o vapor, apresentados em Çengel & Boles (1998). Mais uma vez, são dadas como exemplo, as condições do vapor de entrada na Un-0100.

Caso se trate de vapor de alta pressão, todo o procedimento é igual, com a simplificação das propriedades nas condições de saída, entalpia e entropia, estarem já estabelecidas, uma vez que, por indicação da refinaria, o vapor de alta pressão sai nas condições de vapor sobreaquecido a uma pressão de 14,5 bar absolutos e a uma temperatura de 260 °C.



CalcSteam
The steam calculation app for your iPhone / iPod touch
Available at the iTunes appstore for

Calculation of thermodynamic properties of overheated steam
(upper limit: 799 C, 1000 bar)

Pressure: bar

Temperature: Celsius

Calculation of thermodynamic properties of saturated steam

Pressure: bar

or

Temperature: Celsius

Figura 26. Programa *CalcSteam* para o cálculo das propriedades do vapor saturado ou vapor sobreaquecido.

Tabela 22. Resultados obtidos pelo programa *CalcSteam*, para as propriedades do vapor saturado para uma pressão absoluta de 17,07 bar.

Propriedade	Valor	Unidade
Médio	Vapor Saturado	
Pressão	17,07	(bar)
Entalpia do vapor	2794,6	(kJ/kg)
Entropia do vapor	6,39	(kJ/(kg K))

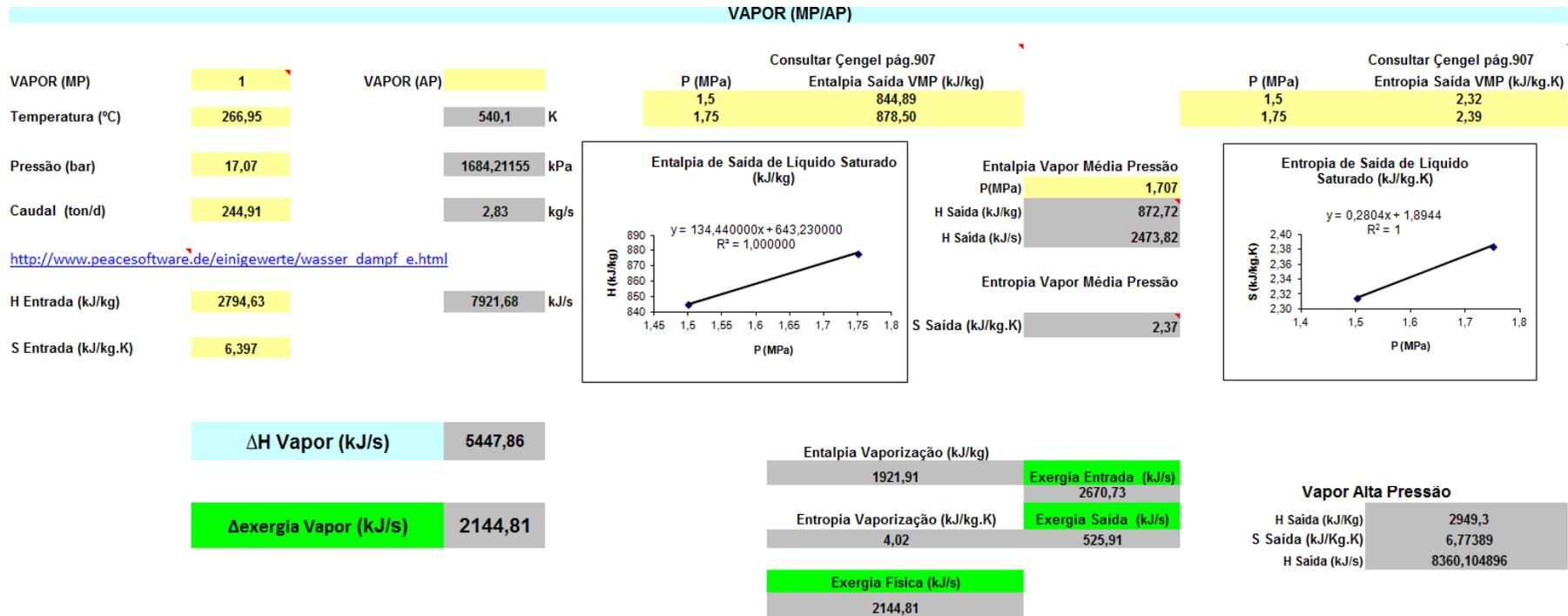


Figura 27. Formulário para o cálculo da energia e da exergia do vapor de média ou alta pressão.

5.6. Cálculo da energia e exergia da eletricidade

Para o cálculo da energia e exergia provenientes do consumo de eletricidade, basta preencher as células a amarelo, com os correspondentes consumos das subestações.

ELETRICIDADE	
Subestação R1 (MWh/d)	Entalpia Eletricidade (kJ/s)
20,00	833,33
Subestação R2 (MWh/d)	Exergia Eletricidade (kJ/s)
	833,33
Subestação J (MWh/d)	
0	

Figura 28. Formulário para o cálculo da energia e da exergia da eletricidade.

5.7. Cálculo das perdas por radiação e convecção nas colunas

Para determinar as perdas de calor por radiação e convecção nas colunas, basta completar as células a amarelo da página do formulário denominada “Colunas”. É necessário ter os dados do diâmetro e altura das colunas, bem como a temperatura da parede das mesmas.

Para os cálculos intermédios, é necessário completar a tabela com os dados da velocidade média mensal do vento, viscosidade do ar, temperatura e emissividade do alumínio oxidado.

Os dados referidos anteriormente permitem determinar as perdas por radiação e por convecção, para cada uma das colunas, bem como o somatório de perdas por radiação e por convecção (Figura 29).

5.8. Cálculo dos balanços energético e exergético à unidade

No formulário principal, a última folha, denominada “Percentagens”, permite calcular os balanços de energia e exergia, tanto da unidade, como também dos equipamentos envolvidos em cada uma das unidades, e determinar as respetivas percentagens de perdas, relativamente a cada uma das classes de equipamentos, Figuras 30 a 32.

Balanço à Unidade					
Corrente		Entalpia (kJ/s)	%	Exergia (kJ/s)	%
Correntes de Entrada	Reformado	1065,36	4,3%	46,02	0,2%
	Fuelóleo	6427,87	25,9%	6779,15	30,8%
	Fuel-gás	11062,49	44,5%	12026,13	54,6%
	Eletricidade	833,33	3,4%	833,33	3,8%
	Vapor MP	5447,86	21,9%	2332,22	10,6%
Entalpia Total de Entrada (kW)		24836,90		Exergia Total Entrada (kW)	22016,84
Corrente		Entalpia (kJ/s)	%	Exergia (kJ/s)	%
Correntes de Saída	Corrente C5's	99,74	0,4%	4,15	0,8%
	Corrente BT	1434,75	5,8%	146,13	28,6%
	Corrente C8's - U400	1651,39	6,6%	355,70	69,5%
	Corrente C8's - Armazenagem	17,43	0,1%	0,56	0,1%
	Corrente C9's	133,27	0,5%	5,10	1,0%
Entalpia Total de Saída (kW)		3336,58		Exergia Total Saída (kW)	511,64

Perdas Térmicas (kW)	21500
Irreversibilidades (kW)	21505
Rendimento Energético (%)	13,43
Rendimento Exergético (%)	2,32
Rendimento Exergético Racional (%)	2,12

Figura 30. Formulário para o cálculo do balanço de energia e de exergia à unidade.

Balço aos Condensadores/ Arrefecedores/ Aeroarrefecedores						
	Condensador		%		Exergia (kJ/s)	
		Δ Entalpia (kJ/s)				
Condensadores	E-0103	68,57	27,6%		7,12	22,8%
	E-0118	96,74	39,0%		9,38	30,1%
	E-0119	82,69	33,3%		14,6	46,9%
	E-0120	0,26	0,1%		0,06	0,2%
			0,0%			0,0%
			0,0%			0,0%
			0,0%			0,0%
			0,0%			0,0%
			0,0%			0,0%
			0,0%			0,0%
Entalpia/Exergia Total dos Condensadores (kW)		248,26	1,0		31,16	100,0%
Permutadores	Permutador		Δ Entalpia (kJ/s)		%	
	E-0101	95,53	37,0%		103,65	33,4%
	E-0109	162,33	63,0%		206,54	66,6%
			0,0%			0,0%
			0,0%			0,0%
			0,0%			0,0%
			0,0%			0,0%
			0,0%			0,0%
			0,0%			0,0%
Entalpia Total dos Arrefecedores (kW)		257,86	100,0%		310,19	100,0%
Aeroarrefecedores	Aeroarrefecedor		Δ Entalpia (kJ/s)		%	
	E-0105	294,67	2,0%		47,65	1,9%
	E-0111	408,4	2,7%		84,31	3,4%
	E-0112	2107,76	14,2%		165,55	6,7%
	E-0115 A	9876,43	66,4%		1819,28	73,5%
	E-0115 B	2181,79	14,7%		358,97	14,5%
			0,0%			0,0%
			0,0%			0,0%
			0,0%			0,0%
Entalpia Total dos Aeroarrefecedores (kW)		14869,05	100,0%		2475,76	100,0%

Perdas Totais (%)	82,61%	Irreversibilidades Totais (%)	69,06%
Perdas Condensadores (%)	1,00%	Irreversibilidades Condensadores (%)	0,14%
Perdas Permutadores (%)	1,04%	Irreversibilidades Permutadores (%)	1,41%
Perdas Aeroarrefecedores (%)	59,87%	Irreversibilidades Aeroarrefecedores (%)	11,24%
Perdas Não Contabilizadas (%)	3,96%	Irreversibilidades Não Contabilizadas (%)	28,61%

Figura 31. Formulário para o cálculo do balanço de energia e de exergia aos condensadores, arrefecedores e aeroarrefecedores.

Balanço às Fornalhas					
	Fornalha	Δ Entalpia Conv+Rad (kJ/s)	Δ Entalpia Fumos (kJ/s)	Irreversibilidades (kJ/s)	Δ Exergia Fumos (kJ/s)
	Fornalhas	H-0101	1155,69	2721,79	11007,87
Entalpia Total das Fornalhas (kW)		1155,69	2721,79	11007,87	1380,28
Perdas nas Fornalhas (%)		4,65%	10,96%	50,00%	6,27%

Balanço às Colunas		
	Coluna	Conv+Rad (kJ/s)
	Colunas	T-101
T-102		372,99
T-103		672,71
Perdas nas Colunas (%)		5,09%

Figura 32. Formulário para o cálculo do balanço de energia e de exergia às fornalhas e às perdas por radiação e convecção nas colunas.

5.9. Formulário para a análise de correntes processuais

O formulário para análise de correntes que entram e saem das unidades ou equipamentos é em tudo semelhante ao formulário principal, referido anteriormente, com a diferença que não existem os campos para análise das utilidades, uma vez que esta análise é feita no formulário principal. Assim, para a análise das correntes, é necessário determinar as temperaturas de ebulição dos componentes que constituem a corrente e inserir a composição da corrente através das suas frações mássicas.

Com os dados da temperatura de entrada ou saída da corrente e do seu caudal, é possível obter os valores da entalpia de vaporização, da entalpia de formação, da entalpia total da corrente, bem como da sua exergia física e química e o valor do seu somatório.

Os procedimentos descritos em 5.1 e 5.2, são então repetidos neste formulário, pelo que se torna desnecessário fazer a sua descrição, mostrando apenas nas figuras seguintes, o formulário antes e após o seu preenchimento. Mais uma vez, é dado como exemplo, uma corrente de saída da Un-0100, proveniente da coluna AS(T)-0101, Figuras 33 a 36.

Nome da Unidade: **U100** Dados obtidos de: **01-01-2011** a **14-07-2011**

Nome do equipamento: **Topo T101** Nome da Corrente: **C5's**

Queda de Pressão do Equipamento (kg/cm²): **0** para Caudal (kg/h): **20000**

Caudal da Corrente (ton/dia): **161,04** **6710,00** Kg/h ?P (kg/cm²): **0**

Pressão Operação (kg.cm²) entrada: **1** **736,00** mmHg

Pressão Operação (kg.cm²) saída: **1**

Corrente: Entrada **0** Saída **1**

Pressão de Operação: **736,00** mmHg **0,97** atm

Balanco: **-3,31E-07**

A = **33,32** B = **-2422,70** C = **-9,24** D = **0,00** E = **0,00**

Tebu 308,15 K

ENTRADA/SAÍDA											
Coeficientes de Antoine											
ID	Formula	Composto	A	B	C	D	E	Tmin (K)	Tmax	Teb (K)	
1	C5H12	Pentano	33,32	-2422,70	-9,24	0,00	0,00	143,42	469,65	308,15	
2	C6H6	Benzeno	31,77	-2725,40	-8,44	0,00	0,00	278,68	562,16		
3	C6H14	Hexano	69,74	-3627,80	-23,93	0,01	0,00	177,84	507,43		
4	C7H8	Tolueno	34,08	-3037,90	-9,16	0,00	0,00	178,18	591,79		
5	C7H16	Heptano	65,03	-3818,80	-21,68	0,01	0,00	182,56	540,26		
6	C8H10	Etilbenzeno	36,20	-3340,20	-9,80	0,00	0,00	178,15	617,17		
7	C8H10	m-xileno	34,68	-3298,10	-9,26	0,00	0,00	225,30	617,05		
8	C8H10	o-xileno	37,24	-3457,30	-10,13	0,00	0,00	247,98	630,37		
9	C8H10	p-xileno	60,05	-4015,90	-19,44	0,01	0,00	286,41	616,26		
10	C9H12	Propilbenzeno	39,82	-3697,80	-10,96	0,00	0,00	173,67	638,38		
11	C10H14	Butilbenzeno	49,97	-4398,10	-14,35	0,00	0,00	185,30	660,55		
12	C11H24	Undecano	82,92	-5608,50	-27,33	0,01	0,00	247,57	638,76		

Figura 33. Formulário para o cálculo das temperaturas de ebulição.

Nome da Unidade: **U100** Dados obtidos de: **01-01-2011** a **14-07-2011**

Nome do equipamento: **Topo T101** Nome da Corrente: **C5's**

Queda de Pressão do Equipamento (kg/cm²): **0** para Caudal (kg/h): **20000** Corrente: Entrada **1**, Saída **2**

Caudal da Corrente (ton/dia): **161,04** **6710,00** Kg/h ?P (kg/cm²): **0**

Pressão Operação (kg.cm²) entrada: **1** **736,00** mmHg

Pressão Operação (kg.cm²) saída: **1**

Pressão de Operação: **736,00** mmHg **0,97** atm

Balanco: **-2,58E-01**

A =	B =	C =	D =	E =	Tebu
6,8413	1201,531	222,647	0	0	100,63 °C
					373,78 K

ENTRADA/SAÍDA										
Coeficientes de Antoine										
ID	Formula	Composto	A	B	C	D	E	Tmin(°C)	Tmax	Teb (K)
1	H2O	Água	8,07	1730,63	233,43	0,00	0,00	1,0	100,0	
2	CH4	Metano	6,70	405,42	267,78	0,00	0,00	-181,0	-152,0	
3	C2H6	Etano	6,83	663,70	256,47	0,00	0,00	-143,0	-75,0	
4	C3H8	Propano	6,80	803,81	246,99	0,00	0,00	-108,0	-25,0	
5	C4H10	Butano	6,81	935,86	238,73	0,00	0,00	-78,0	19,0	
6	C10H14	p-DEB	7,00	1588,31	201,97	0,00	0,00	63,0	214,0	
7	C7H14	Metilciclohexano	6,82	1270,76	221,42	0,00	0,00	-3,00	127,00	
8	C6H12	Ciclohexano	6,84	1201,53	222,65	0,00	0,00	6,0	105,0	
9	C9H12	1,2,3 trimetilbenzeno	7,04	1593,96	207,08	0,00	0,00	57,0	205,0	

Figura 34. Formulário preenchido para o cálculo das temperaturas de ebulição.

Nome da Unidade: **U100**

Nome do Equipamento: **T-101**

Temperatura Referência (°C): 25
T0 (°C): 16.43

Temperatura Entrada(°C): 25.03

Pressão Operação (kg.cm⁻²): 1

Caudal da Corrente (ton/dia): 1529.83

298,15 K
289,58 K
298,18 K
809,60 mmHg
22,34 kg/s

Dados obtidos de: 01.01.2011 a 14.07.2011

Nome da Corrente: **Reformado**

Corrente Entrada: **x**

Corrente Saída:

R (kJ/kmol.K): 8.314

BALANÇO ENERGÉTICO DA CORRENTE

Fórmula	Composição da corrente Componente	Fração Mássica %	T ebulição (K)	T médias (K)			Calor específico (kJ/kg.K)			Tr	Entalpias (kJ/kg)			Total(kJ/kg)	
				Líquido	(25°C)	Vapor	Líquido	Liq (25 °C)	Vapor		Vapor (25° C)	Formação	Vaporização		Entalpia
C6H6	Benzeno	0.060	355,45	293,88	298,165	0	1,76	1,76	0,00	0,00	0,632	63,2	0,0	0,9	64,1
C7H8	Tolueno	0.210	386,03	293,88	298,165	0	1,70	1,71	0,00	0,652	112,8	0,0	3,1	115,9	
C8H10	Etilbenzeno	0.040	411,71	293,88	298,165	0	2,01	2,01	0,00	0,667	10,9	0,0	0,7	11,6	
C8H10	o-Xileno	0.050	420,08	293,88	298,165	0	1,78	1,78	0,00	0,666	8,6	0,0	0,8	9,4	
C8H10	m-Xileno	0.100	414,6	293,88	298,165	0	1,71	1,72	0,00	0,672	15,6	0,0	1,5	17,1	
C8H11	p-Xileno	0.050	414,11	293,88	298,165	0	1,85	1,86	0,00	0,672	8,1	0,0	0,8	8,9	
C9H12	Propilbenzeno	0.130	435,01	293,88	298,165	0	1,79	1,79	0,00	0,681	7,6	0,0	2,0	9,6	
C10H14	Butilbenzeno	0.030	458,95	293,88	298,165	0	1,84	1,85	0,00	0,695	-6,7	0,0	0,5	-6,2	
C11H16	Undecano	0.010	471,73	293,88	298,165	0	1,85	1,86	0,00	0,738	-17,4	0,0	0,2	-17,2	
C5H12	n-pentano	0.160	310,93	293,88	298,165	0	2,25	2,27	0,00	0,662	-327,0	0,0	3,1	-323,9	
C6H14	Hexano	0.090	344,15	293,88	298,165	0	2,22	2,24	0,00	0,678	-155,7	0,0	1,5	-154,2	
C7H16	Heptano	0.080	373,89	293,88	298,165	0	2,29	2,30	0,00	0,692	-150,6	0,0	1,6	-149,0	
C8H16	1,1 dimetilciclohexano	1000	293,88	293,88	298,165	0	1,85	1,86	0,00	0,692	0,0	0,0	0,0	0,0	
C8H16	Etilciclohexano	1000	293,88	293,88	298,165	0	1,88	1,90	0,00	0,692	0,0	0,0	0,0	0,0	
C9H18	Propilciclohexano	1000	293,88	293,88	298,165	0	0,00	0,00	0,00	0,692	0,0	0,0	0,0	0,0	
C9H12	1,2,4-trimetilbenzeno	1000	293,88	293,88	298,165	0	1,78	1,79	0,00	0,692	0,0	0,0	0,0	0,0	
C6H12	Ciclohexano	1000	293,88	293,88	298,165	0	1,82	1,84	0,00	0,692	0,0	0,0	0,0	0,0	
C7H14	metilciclohexano	1000	293,88	293,88	298,165	0	1,86	1,88	0,00	0,692	0,0	0,0	0,0	0,0	
C5H9NO	NMP	477,15	293,88	293,88	298,165	0	1,75	1,75	0,00	0,659	0,0	0,0	0,0	0,0	
C2H6O2	MEG	470,45	293,88	293,88	298,165	0	2,40	2,40	0,00	0,654	0,0	0,0	0,0	0,0	
CAH1003	DEG	518,15	293,88	293,88	298,165	0	2,32	2,32	0,00	0,720	0,0	0,0	0,0	0,0	
H2	Hidrogénio	20,25	154,915	293,88	298,165	159,215	0	0,00	14,16	14,16	0,610	0,0	0,0	0,0	0,0
CH4	Metano	1000	293,88	293,88	298,165	0	2,22	2,22	0,00	5,248	0,0	0,0	0,0	0,0	
C2H6	Etano	1000	293,88	293,88	298,165	0	1,74	1,74	1,74	3,275	0,0	0,0	0,0	0,0	
C3H8	Propano	1000	293,88	293,88	298,165	0	1,70	1,70	1,70	2,704	0,0	0,0	0,0	0,0	
C4H10	Butano	1000	293,88	293,88	298,165	0	1,65	1,65	1,65	2,352	0,0	0,0	0,0	0,0	
H2O	Água	1000	293,88	293,88	298,165	0	4,20	4,19	0,00	1,545	0,0	0,0	0,0	0,0	
C10H14	p-DEB	1000	293,88	293,88	298,165	0	1,75	1,76	0,00	1,531	0,0	0,0	0,0	0,0	

Soma 1

Entalpias da Corrente (kJ/s) -9619,69 0,00 369,41 -9250,28

Figura 35. Formulário para o cálculo das entalpias da corrente.

Nome da Unidade	U100		Dados obtidos de :	01.01.2011	a	14.07.2011
Nome do Equipamento	T-101		Nome da Corrente	Reformado		
Temperatura Referência (°C)	25	298,15 K	Corrente	Entrada	x	
T0 (°C)	0	273,15 K		Saída		
Temperatura Entrada(°C)	25,03	298,18 K	R (kJ/kmol.K)	8,314		
Pressão Operação (kg.cm ⁻²)	1	809,60 mmHg				
Caudal da Corrente (ton/dia)	1929,83	22,24 kg/s				

BALANÇO EXERGÉTICO DA CORRENTE														
Fórmula	Composição da corrente		T ebulição (K)	T médias (K)			Calor específico (kJ/kg.K)			T _r	Entropia Vaporização (kJ/kg.K)	Exergia (kJ/kg)		Exergia Total(kJ/s)
	Componente	Fração Mássica %		Líquido	Vapor	Líquido	Vapor	Liq (25°C)	Vapor (25°C)			Física	Química	
C6H6	Benzeno	0,060	356,45	285,665	298,165	0	1,74	1,76	0,00	0,00	0,532	0	0	33
C7H8	Tolueno	0,210	386,03	285,665	298,165	0	1,69	1,71	0,00	0,00	0,652	0	0	112
C8H10	Etilbenzeno	0,040	411,71	285,665	298,165	0	1,99	2,01	0,00	0,00	0,667	0	0	25
C8H10	o-Xileno	0,050	420,08	285,665	298,165	0	1,76	1,78	0,00	0,00	0,666	0	0	28
C8H10	m-Xileno	0,100	414,6	285,665	298,165	0	1,70	1,72	0,00	0,00	0,672	0	0	54
C8H10	p-Xileno	0,050	414,11	285,665	298,165	0	1,83	1,85	0,00	0,00	0,672	0	0	29
C8H12	Propilbenzeno	0,130	435,01	285,665	298,165	0	1,77	1,79	0,00	0,00	0,681	0	0	73
C10H14	Butilbenzeno	0,030	459,95	285,665	298,165	0	1,83	1,85	0,00	0,00	0,695	0	0	17
C11H16	Undecano	0,010	471,73	285,665	298,165	0	1,84	1,86	0,00	0,00	0,738	0	0	6
C5H12	n-pentano	0,160	310,53	285,665	298,165	0	2,22	2,27	0,00	0,00	0,662	0	0	114
C6H14	Hexano	0,080	344,15	285,665	298,165	0	2,20	2,24	0,00	0,00	0,678	0	0	56
C7H18	Heptano	0,080	373,89	285,665	298,165	0	2,27	2,30	0,00	0,00	0,692	0	0	58
C8H18	1,1-dimetilciclohexano	1000	285,665	285,665	298,165	0	1,81	1,88	0,00	0,00	1,692	0	0	0
C8H18	Etilciclohexano	1000	285,665	285,665	298,165	0	1,85	1,90	0,00	0,00	1,642	0	0	0
C9H18	Propilciclohexano	1000	285,665	285,665	298,165	0	0,00	0,00	0,00	0,00	1,541	0	0	0
C9H18	1,2,4-trimetilbenzeno	1000	285,665	285,665	298,165	0	1,75	1,79	0,00	0,00	1,541	0	0	0
C8H12	Ciclohexano	1000	285,665	285,665	298,165	0	1,79	1,84	0,00	0,00	1,806	0	0	0
C7H14	metilciclohexano	1000	285,665	285,665	298,165	0	1,83	1,88	0,00	0,00	1,748	0	0	0
C5H8O	NAP	477,15	285,665	285,665	298,165	0	1,75	1,75	0,00	0,00	0,659	0	0	0
C2H6O2	MEG	470,45	285,665	285,665	298,165	0	2,40	2,40	0,00	0,00	0,654	0	0	0
C4H10O3	DEG	518,15	285,665	285,665	298,165	0	2,32	2,32	0,00	0,00	0,720	0	0	0
H2	Hidrogénio	20,25	149,7	298,165	298,165	159,215	0	0,00	14,16	14,16	0,610	0	0	0
CH4	Metano	1000	285,665	285,665	298,165	0	2,22	2,22	0,00	0,00	5,248	0	0	0
C2H6	Etano	1000	285,665	285,665	298,165	0	1,74	1,74	1,74	1,74	3,275	0	0	0
C3H8	Propano	1000	285,665	285,665	298,165	0	1,70	1,70	1,70	1,70	2,104	0	0	0
C4H10	Butano	1000	285,665	285,665	298,165	0	1,65	1,65	1,65	1,65	2,352	0	0	0
H2O	Água	1000	285,665	285,665	298,165	0	4,21	4,19	0,00	0,00	1,545	0	0	0
C12H14	p-DEB	1000	285,665	285,665	298,165	0	1,73	1,76	0,00	0,00	1,531	0	0	0

Soma	1	Exergia (kJ/s)	46,02	272097,26	272103
------	---	----------------	-------	-----------	--------

Figura 36. Exemplo de preenchimento do formulário para o cálculo do balanço exergético da corrente.

5.10. Formulário de análise de equipamentos: Condensadores, permutadores e aeroarrefecedores

Para fazer o balanço energético e exergético aos condensadores, permutadores e aeroarrefecedores, o procedimento de cálculo é em tudo semelhante ao procedimento para o cálculo do balanço energético e exergético das correntes processuais. Contudo, têm que ser definidas as condições de entrada e de saída da corrente envolvida no equipamento, pelo que tem que se preencher no formulário as temperaturas de entrada e de saída, para além do caudal da corrente processual em questão.

Mais uma vez, é necessário determinar as temperaturas de ebulição dos componentes da corrente, nas condições de entrada e de saída. Para determinar as temperaturas de ebulição de saída, é necessário saber-se a pressão de saída do equipamento, a qual é determinada com base na queda de pressão definida pelos *datasheet* dos equipamentos ou pelos *P&ID's* da unidade à qual o equipamento pertence.

É de referir que, para determinar as temperaturas de ebulição, é necessário colocar “1” na célula que define a corrente: entrada ou saída.

Nas Figuras 37 a 41, é dado como exemplo o aeroarrefecedor E-0105, cuja temperatura de ebulição do único componente da corrente que passa neste equipamento, o pentano, é determinada para as condições de entrada e de saída.

Nome da Unidade: **U100** Dados obtidos de: **01-01-2011** a **14-07-2011**

Nome do equipamento: **E-105** Nome da Corrente: **C5'S**

Queda de Pressão do Equipamento (kg/cm²): **0,06** para Caudal (kg/h): **38784** Corrente: Entrada **1** Saída **1**

Caudal da Corrente (ton/dia): **517** **21541,67** Kg/h ΔP (kg/cm²): **0,021441**

Pressão Operação (kg.cm²) entrada: **3,3** **2413,02** mmHg

Pressão Operação (kg.cm²) saída: **3,278559**

Pressão de Operação: **2413,02** mmHg **3,16** atm

Balanco: **2,49E-07**

A = B = C = D = E =

33,3239	-2422,7	-9,2354	9,0199E-11	0,000004105
---------	---------	---------	------------	-------------

Tebu 347,63 K

ENTRADA										
Coeficientes de Antoine										
ID	Formula	Composto	A	B	C	D	E	Tmin (K)	Tmax	Teb (K)
1	C5H12	Pentano	33,32	-2422,70	-9,24	0,00	0,00	143,42	469,65	347,63
2	C6H6	Benzeno	31,77	-2725,40	-8,44	0,00	0,00	278,68	562,16	
3	C6H14	Hexano	69,74	-3627,80	-23,93	0,01	0,00	177,84	507,43	
4	C7H8	Tolueno	34,08	-3037,90	-9,16	0,00	0,00	178,18	591,79	
5	C7H16	Heptano	65,03	-3818,80	-21,68	0,01	0,00	182,56	540,26	
6	C8H10	Etilbenzeno	36,20	-3340,20	-9,80	0,00	0,00	178,15	617,17	
7	C8H10	m-xileno	34,68	-3298,10	-9,26	0,00	0,00	225,30	617,05	
8	C8H10	o-xileno	37,24	-3457,30	-10,13	0,00	0,00	247,98	630,37	
9	C8H10	p-xileno	60,05	-4015,90	-19,44	0,01	0,00	286,41	616,26	
10	C9H12	Propilbenzeno	39,82	-3697,80	-10,96	0,00	0,00	173,67	638,38	
11	C10H14	Butilbenzeno	49,97	-4398,10	-14,35	0,00	0,00	185,30	660,55	
12	C11H24	Undecano	82,92	-5608,50	-27,33	0,01	0,00	247,57	638,76	

SAÍDA										
Coeficientes de Antoine										
ID	Formula	Composto	A	B	C	D	E	Tmin (K)	Tmax	Teb (K)
1	C5H12	Pentano	33,32	-2422,70	-9,24	0,00	0,00	143,42	469,65	347,63
2	C6H6	Benzeno	31,77	-2725,40	-8,44	0,00	0,00	278,68	562,16	
3	C6H14	Hexano	69,74	-3627,80	-23,93	0,01	0,00	177,84	507,43	
4	C7H8	Tolueno	34,08	-3037,90	-9,16	0,00	0,00	178,18	591,79	
5	C7H16	Heptano	65,03	-3818,80	-21,68	0,01	0,00	182,56	540,26	
6	C8H10	Etilbenzeno	36,20	-3340,20	-9,80	0,00	0,00	178,15	617,17	
7	C8H10	m-xileno	34,68	-3298,10	-9,26	0,00	0,00	225,30	617,05	
8	C8H10	o-xileno	37,24	-3457,30	-10,13	0,00	0,00	247,98	630,37	
9	C8H10	p-xileno	60,05	-4015,90	-19,44	0,01	0,00	286,41	616,26	
10	C9H12	Propilbenzeno	39,82	-3697,80	-10,96	0,00	0,00	173,67	638,38	
11	C10H14	Butilbenzeno	49,97	-4398,10	-14,35	0,00	0,00	185,30	660,55	
12	C11H24	Undecano	82,92	-5608,50	-27,33	0,01	0,00	247,57	638,76	

Figura 37. Preenchimento do formulário para o cálculo das temperaturas de ebulição nas condições de saída.

Após os cálculos das temperaturas de ebulição é necessário preencher a folha do formulário correspondente à corrente, nas condições de entrada e de saída, bem como a sua composição mássica. É também necessário indicar o título, caso se aplique, de cada componente na corrente.

Nome da Unidade	U100		Dados obtidos de:	01.01.2011	a	14.07.2011
Nome do Equipamento	E-105		Nome da Corrente	C5's		
Temperatura Referência (°C)	25	298,15 K	Entrada	x		
T0 (°C)	16,43	289,58 K	Corrente			
Temperatura Entrada(°C)	64,41	317,56 K	Saída			
Pressão Operação (kg.cm ²)	3	2428,80 mmHg	R (kJ/Kmol.K)	8,314		
Caudal da Corrente (ton/dia)	517,00	5,98 Kg/s				

BALANÇO ENERGÉTICO DA CORRENTE																	
Fórmula	Composição da corrente		T ebulição (K)	T médias (K)			Calor específico (kJ/kg.K)					Entalpias (kJ/kg)				Total(kJ/kg)	
	Componente	Fracção Mássica %		Líquido	(25°C)	Vapor	Líquido	Liq(25 °C)	Vapor	Vapor (25°C)	Ti	Formação	Vaporização	Título	Entalpia		
GH6	Benzeno	1,00	1000	313,57	317,055	0	1,00	1,01	0,00	0,00	1,779	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
CH6	Tolueno		1000	313,57	317,855	0	1,74	1,74	0,00	0,00	1,690	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH10	Etilbenzeno		1000	313,57	317,855	0	2,04	2,05	0,00	0,00	1,620	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH10	o-xileno		1000	313,57	317,855	0	1,81	1,82	0,00	0,00	1,566	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH10	m-xileno		1000	313,57	317,855	0	1,75	1,75	0,00	0,00	1,621	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH11	p-xileno		1000	313,57	317,855	0	1,90	1,90	0,00	0,00	1,623	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH12	Propilbenzeno		1000	313,57	317,855	0	1,82	1,82	0,00	0,00	1,567	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH14	Butilbenzeno		1000	313,57	317,855	0	1,87	1,88	0,00	0,00	1,514	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH16	Undecano		1000	313,57	317,855	0	1,88	1,89	0,00	0,00	1,565	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH12	npentano		347,88	313,57	317,855	0	2,33	2,35	0,00	0,00	0,740	-2044,1	0,0	0,0	111,7	-1932,4	
GH14	Hexano		1000	313,57	317,855	0	2,28	2,30	0,00	0,00	1,970	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH16	Heptano		1000	313,57	317,855	0	2,34	2,35	0,00	0,00	1,851	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH16	1,1-dimetilodohexano		1000	313,57	317,855	0	1,93	1,95	0,00	0,00	1,692	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH16	Etilodohexano		1000	313,57	317,855	0	1,97	1,98	0,00	0,00	1,642	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH16	Propilodohexano		1000	313,57	317,855	0	0,00	0,00	0,00	0,00	1,590	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH12	1,2,4-trimetilbenzeno		1000	313,57	317,855	0	1,84	1,85	0,00	0,00	1,541	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH12	Octohexano		1000	313,57	317,855	0	1,90	1,92	0,00	0,00	1,806	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH14	Metilodohexano		1000	313,57	317,855	0	1,95	1,97	0,00	0,00	1,748	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH10	MSX		477,15	313,57	317,855	0	1,82	1,76	0,00	0,00	0,869	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH10	MEG		470,45	313,57	317,855	0	2,55	2,40	0,00	0,00	0,654	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH10	DEG		518,15	313,57	317,855	0	2,48	2,32	0,00	0,00	0,720	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
H2	Hidrogénio		20,25	194,915	317,855	179	0,00	0,00	12,46	12,94	0,610	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
CH4	Metano		1000	313,57	317,855	0	2,36	2,22	2,36	2,22	5,248	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
CH6	Etano		1000	313,57	317,855	0	1,90	1,74	1,90	1,74	3,275	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
CH8	Propano		1000	313,57	317,855	0	1,86	1,70	1,86	1,70	2,704	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH10	Butano		1000	313,57	317,855	0	1,84	1,65	1,84	1,65	2,352	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
H2O	Água		1000	313,57	317,855	0	4,19	4,19	0,00	0,00	1,545	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
GH14	p-DEB		1000	313,57	317,855	0	1,80	1,81	0,00	0,00	1,531	0,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
Soma		1,00									-12231,7	0,0		668,6		-11563,1	

Figura 38. Preenchimento do formulário para o cálculo do balanço entálpico da corrente nas condições de entrada.

Nome da Unidade	U100		Dados obtidos de :	01-01-2011	a	14-07-2011
Nome do Equipamento	E-105		Nome da Corrente	C5's		
Temperatura Referência (°C)	25	298,15 K	Corrente	Entrada	x	
T0 (°C)	16,43	289,58 K		Saída		
Temperatura Entrada(°C)	64,41	337,56 K				
Pressão Operação (kg.cm ²)	3	2428,80 mmHg				
Caudal da Corrente (ton/dia)	517,00	5,98 Kg/s	R (kJ/Kmol.K)	8,314		

BALANÇO EXERGÉTICO DA CORRENTE										
Fórmula	Composição da corrente		Entropia Vaporização (kJ/kg.K)	Exergia (kJ/kg)		xi*ln(xi)	Exergia Química (kJ/Kmol)	M média	EX Química Total (kJ/kg)	Exergia Total(kJ/s)
	Componente	Fracção Mássica %		Física	Química					
C6H6	Benzeno	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C7H8	Tolueno	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C8H10	Etilbenzeno	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C8H10	o-Xileno	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C8H10	m-Xileno	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C8H11	p-Xileno	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C9H12	Propilbenzeno	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C10H14	Butilbenzeno	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C11H16	Undecano	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C5H12	n-pentano	1,00	0	8	845	0,0	60967	72	5056	30307
C6H14	Hexano	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C7H16	Heptano	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C8H16	1,1 dimetil ciclohexano	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C8H16	Etil ciclohexano	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C9H18	Propil ciclohexano	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C9H12	1,2,4-trimetilbenzeno	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C6H12	Ciclohexano	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C7H14	Metil ciclohexano	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C5H9NO	NMP	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C2H6O2	MEG	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C4H10O3	DEG	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
H2	Hidrogénio	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
CH4	Metano	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C2H6	Etano	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C3H8	Propano	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C4H10	Butano	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
H2O	Água	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
C10H14	p-DEB	0	0	0	0	0,0	0	0	0	0
Soma		1,00	Exergia (kJ/s)	49,94	30256,64	0,0	60967	72	5056	30307

Figura 39. Preenchimento do formulário para o cálculo do balanço exergético da corrente nas condições de entrada.

Nome da Unidade	U100		Dados obtidos de :	01-01-2011	a	14-07-2011
Nome do Equipamento	E-105		Nome da Corrente	C5's		
Temperatura Referência (°C)	25	298,15 K	Corrente	Entrada		
T0 (°C)	16,43	289,58 K		Saida	x	
Temperatura Saida (°C)	43,70	316,85 K				
Pressão Operação (kg.cm²)	3	0,00 mmHg				
Caudal da Corrente (ton/dia)	517	5,98 Kg/s				

BALANÇO ENERGÉTICO DA CORRENTE																
Fórmula	Composição da corrente		T ebulição (K)	T médias (K)			Capacidade Calorífica (kJ/kg.K)				Tr	Entalpias (kJ/kg)			Total(kJ/kg)	
	Componente	Fracção Mássica %		Líquido	(líquido+25)	Vapor	Líquido	líq.(líquido+25)	Vapor	vapor (líquido+25)		Formação	Vaporização	Título		Entalpia
C6H6	Benzeno	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,78	1,79	0,00	0,00	1,8	0,0	0,0	0,0	0,0	
C7H8	Tolueno	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,72	1,73	0,00	0,00	1,7	0,0	0,0	0,0	0,0	
C8H10	Etilbenzeno	0	1000	303,2	307,5	0,0	2,02	2,03	0,00	0,00	1,6	0,0	0,0	0,0	0,0	
C8H10	o-Xileno	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,79	1,80	0,00	0,00	1,6	0,0	0,0	0,0	0,0	
C8H10	m-Xileno	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,73	1,74	0,00	0,00	1,6	0,0	0,0	0,0	0,0	
C8H11	p-Xileno	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,87	1,88	0,00	0,00	1,6	0,0	0,0	0,0	0,0	
C9H12	Propilbenzeno	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,80	1,81	0,00	0,00	1,6	0,0	0,0	0,0	0,0	
C10H14	Butilbenzeno	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,85	1,86	0,00	0,00	1,5	0,0	0,0	0,0	0,0	
C11H16	Undecano	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,87	1,87	0,00	0,00	1,6	0,0	0,0	0,0	0,0	
C5H12	n-pentano	1	347,63	303,2	307,5	0,0	2,29	2,30	0,00	0,00	0,7	-2044,0	0,0	62,4	-1981,6	
C6H14	Hexano	0	1000	303,2	307,5	0,0	2,25	2,26	0,00	0,00	2,0	0,0	0,0	0,0	0,0	
C7H16	Heptano	0	1000	303,2	307,5	0,0	2,31	2,32	0,00	0,00	1,9	0,0	0,0	0,0	0,0	
C8H16	1,1 dimetilciclohexano	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,89	1,91	0,00	0,00	1,7	0,0	0,0	0,0	0,0	
C8H16	Etilciclohexano	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,92	1,94	0,00	0,00	1,6	0,0	0,0	0,0	0,0	
C9H18	Propilciclohexano	0	1000	303,2	307,5	0,0	0,00	0,00	0,00	0,00	1,6	0,0	0,0	0,0	0,0	
C9H12	1,2,4-trimetilbenzeno	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,80	1,82	0,00	0,00	1,5	0,0	0,0	0,0	0,0	
C6H12	Ciclohexano	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,86	1,88	0,00	0,00	1,8	0,0	0,0	0,0	0,0	
C7H14	Metilciclohexano	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,90	1,92	0,00	0,00	1,7	0,0	0,0	0,0	0,0	
C5H9NO	NMP	0	477,15	303,2	307,5	0,0	1,78	1,75	0,00	0,00	0,7	0,0	0,0	0,0	0,0	
C2H6O2	MEG	0	470,45	303,2	307,5	0,0	2,47	2,40	0,00	0,00	0,7	0,0	0,0	0,0	0,0	
C4H10O3	DEG	0	518,15	303,2	307,5	0,0	2,46	2,32	0,00	0,00	0,7	0,0	0,0	0,0	0,0	
H2	Hidrogénio	0	20,25	303,2	307,5	168,6	0,00	0,00	12,74	12,94	0,6	0,0	0,0	0,0	0,0	
CH4	Metano	0	1000	303,2	307,5	0,0	2,29	2,22	2,29	2,22	5,2	0,0	0,0	0,0	0,0	
C2H6	Etano	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,82	1,74	1,82	1,74	3,3	0,0	0,0	0,0	0,0	
C3H8	Propano	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,78	1,70	1,78	1,70	2,7	0,0	0,0	0,0	0,0	
C4H10	Butano	0	1000	303,2	307,5	0,0	1,74	1,65	1,74	1,65	2,4	0,0	0,0	0,0	0,0	
H2O	Água	0	1000	313,6	317,9	0,0	4,19	4,19	0,00	0,00	1,5	0,0	0,0	0,0	0,0	
C10H14	p-DEB	0	1000	313,6	317,9	0,0	1,80	1,81	0,00	0,00	1,5	0,0	0,0	0,0	0,0	
Soma		1					Entalpias da Corrente (kJ/s)				-12230,6	0,0	373,2	-11857,4		

ΔH da Corrente (kJ/s) -295,4

Δ Exergia da Corrente (kJ/s) -33,4

Figura 40. Formulário preenchido para o cálculo do balanço energético da corrente nas condições de saída.

Nome da Unidade: **U100**

Nome do Equipamento: **E-105**

Temperatura Referência (°C): 25, 298,15 K
 T0 (°C): 16,43, 289,58 K

Temperatura Saída (°C): 43,70, 316,85 K

Pressão Operação (kg.cm²): 3, 0,00 mmHg

Caudal da Corrente (ton/dia): 517, 5,98 Kg/s

Dados obtidos de: 01-01-2011 a 14-07-2011

Nome da Corrente: **C5's**

Corrente: Entrada (), Saída (x)

BALANÇO EXERGÉTICO DA CORRENTE										
Fórmula	Composição da corrente		Entropia Vaporização (kJ/kg.K)	Exergia (kJ/kg)		x ⁱ ln(x ⁱ)	Exergia Química (kJ/Kmol)	M média	EX Química Total (kJ/kg)	ExergiaTotal(kJ/s)
	Componente	Fracção Mássica %		Física	Química					
C6H6	Benzeno	0	0	0	0	0,0	0	0		
C7H8	Tolueno	0	0	0	0	0,0	0	0		
C8H10	Etilbenzeno	0	0	0	0	0,0	0	0		
C8H10	o-Xileno	0	0	0	0	0,0	0	0		
C8H10	m-Xileno	0	0	0	0	0,0	0	0		
C8H11	p-Xileno	0	0	0	0	0,0	0	0		
C9H12	Propilbenzeno	0	0	0	0	0,0	0	0		
C10H14	Butilbenzeno	0	0	0	0	0,0	0	0		
C11H16	Undecano	0	0	0	0	0,0	0	0		
C5H12	n-pentano	1	0	3	779	0,0	56201	72		
C6H14	Hexano	0	0	0	0	0,0	0	0		
C7H16	Heptano	0	0	0	0	0,0	0	0		
C8H16	1,1 dimetilciclohexano	0	0	0	0	0,0	0	0		
C8H16	Etilciclohexano	0	0	0	0	0,0	0	0		
C9H18	Propilciclohexano	0	0	0	0	0,0	0	0		
C9H12	1,2,4-trimetilbenzeno	0	0	0	0	0,0	0	0		
C6H12	Ciclohexano	0	0	0	0	0,0	0	0		
C7H14	Metilciclohexano	0	0	0	0	0,0	0	0		
C5H9NO	NMP	0	0	0	0	0,0	0	0		
C2H6O2	MEG	0	0	0	0	0,0	0	0		
C4H10O3	DEG	0	0	0	0	0,0	0	0		
H2	Hidrogénio	0	0	0	0	0,0	0	0		
CH4	Metano	0	0	0	0	0,0	0	0		
C2H6	Etano	0	0	0	0	0,0	0	0		
C3H8	Propano	0	0	0	0	0,0	0	0		
C4H10	Butano	0	0	0	0	0,0	0	0		
H2O	Água	0	0	0	0	0	0	0		
C10H14	p-DEB	0	0	0	0	0	0	0		
Soma		1	Exergia (kJ/s)	16,5	4661,1	0,0	56201,3	72,1	779,0	4677,7

ΔH da Corrente (kJ/s) -295,4

ΔExergia da Corrente (kJ/s) -33,4

Figura 41. Formulário preenchido para o cálculo do balanço exergético da corrente nas condições de saída.

5.11. Formulário para a análise de equipamentos: Fornalhas

Para fazer o balanço energético e exergético às fornalhas, o procedimento de cálculo é em tudo semelhante ao procedimento para o cálculo dos balanços energético e exergético dos restantes equipamentos, com a diferença que tem que se preencher mais uma página do formulário, com alguns dados relativos à fornalha e ao combustível por esta utilizado. Assim, as condições de entrada e de saída da corrente envolvida na fornalha, são definidas preenchendo no formulário, as temperaturas de entrada e de saída, para além do caudal da corrente. Mais uma vez, é necessário determinar as temperaturas de ebulição dos componentes da corrente, nas condições de entrada e de saída da fornalha. Para determinar as temperaturas de ebulição de saída, é necessário saber a pressão de saída do equipamento, que é determinada com base na queda de pressão definida pelo *datasheet* do equipamento ou pelo *P&ID's* da unidade à qual a fornalha pertence.

Visto que já foram devidamente esclarecidos os preenchimentos das folhas do formulário para o cálculo das temperaturas de ebulição, como dos balanços energético e exergético, são, neste item, referidos apenas os esclarecimentos para o preenchimento da página do formulário referente à fornalha propriamente dita.

O cabeçalho da página “Fornalhas” do formulário, Figura 42, é preenchido com a identificação da fornalha e da corrente. Deve ser indicada a composição mássica dos combustíveis utilizados, bem como o calor específico dos mesmos. O calor específico do fuel-gás é determinado com base na média ponderada da fração mássica dos componentes do combustível e respetivos calores específicos. No caso do fuel-óleo, esse valor deve ser indicado com base numa referência bibliográfica, de acordo com as características do fuel-óleo utilizado.

Nome da Unidade	U100				
Nome do Equipamento	H101				
Dados obtidos de :	01-01-2011	a	14-07-2011		
Nome da Corrente que passa na Fornalha	C9's				
Cp (FG) (kJ/Kg.K)	1,97				
Cp (FO) (kJ/Kg.K)	2,09				

FO		FG				
	n	M _i	Y _i	Y _i M _i		
Y _C	0,85	X _{CH4}	16,04	0,80	12,83	0,56
Y _{H2}	0,15	X _{C3H8}	44,10	0,10	4,41	0,19
		X _{C4H10}	58,12	0,10	5,81	0,25
	1,0			ΣY _i M _i	23,06	1,0

$$Y_i = \frac{Y_i M_i}{\sum Y_i M_i}$$

Figura 42. Cabeçalho preenchido da página “Fornalhas” do formulário para o cálculo do balanço energético e exergético das fornalhas.

Depois de preencher a composição mássica dos combustíveis, é necessário determinar a razão de caudais entre os combustíveis utilizados, visto que algumas fornalhas utilizam simultaneamente fuel-gás e fuelóleo. Estes resultados surgem automaticamente preenchidos, e por isso as células surgem a cinzento, a partir do momento que o cabeçalho com as características dos combustíveis é preenchido, Figura 43.

		1 - Calcular		2 - Razão de Caudais	
FG	Frações mássicas			mgf-caudal mássico do fuel gás	19,02 ton/dia
	Y_{CH_4}	0,56		mlf - caudal mássico do fuel óleo	13,56 ton/dia
	$Y_{C_3H_8}$	0,19		mlt - caudal mássico total	0,377083333 kg/s
FO	$Y_{C_4H_{10}}$	0,25		$X_{gf} = \frac{m_{gf}}{m_{gf} + m_{lf}}$	0,583793738
	Y_C	0,85		$X_{lf} = \frac{m_{lf}}{m_{gf} + m_{lf}}$	0,416206262
	Y_{H_2}	0,15			

Figura 43. Cálculo de razão de caudais mássicos dos combustíveis utilizados na fornalha.

A composição mássica do combustível bem como as equações de combustão estequiométrica e com excesso de ar (ambas em base molar), são também preenchidas com base na composição dos combustíveis. É necessário preencher, na célula amarelo, a percentagem de oxigénio nos fumos, para que seja possível determinar o excesso de ar, na combustão. O valor da percentagem de oxigénio nos fumos, é um dado fornecido pela refinaria, Figura 44.

3 - Composição Mássica do Combustível				3 - Equação de combustão estequiométrica em base molar				5 - Equação de combustão com excesso de ar em base molar			
$Y_{CH_4} \cdot X_{gf}$	CH4	0,324972995	M_{CH_4}	16,0426	n_{CH_4}	0,020257	n_{CH_4}	0,0203			
$Y_{C_3H_8} \cdot X_{gf}$	C3H8	0,1111653129	$M_{C_3H_8}$	44,0962	$n_{C_3H_8}$	0,002532	$n_{C_3H_8}$	0,0025			
$Y_{C_4H_{10}} \cdot X_{gf}$	C4H10	0,147167615	$M_{C_4H_{10}}$	58,123	$n_{C_4H_{10}}$	0,002532	$n_{C_4H_{10}}$	0,0025			
$Y_C \cdot X_{lf}$	C	0,353775322	M_C	12,011	n_C	0,029454	n_C	0,0295			
$Y_{H_2} \cdot X_{lf}$	H2	0,062430939	M_{H_2}	1,0079	n_{H_2}	0,030971	n_{H_2}	0,0310			
		1.0			n_0	0,114572	n_0	0,1146			
					$n_1 CO_2$	0,067435	$n_1 CO_2$	0,0674			
					$n_2 H_2O$	0,094273	$n_2 H_2O$	0,0943			
					$n_3 N_2$	0,430789	$n_3 N_2$	0,4308			
							$n_4 O_2$	0,0000			
							e	0,0000			
							n_4	0,0206			
							X_{O_2}	0,0347			

Solver - Cálculo de excesso de ar
-0,0206

Figura 44. Cálculo de razão de caudais mássicos dos combustíveis utilizados na fornalha.

Para calcular o excesso de ar, é necessário recorrer à ferramenta solver. Para tal, deve-se ir à barra de ferramentas, seleccionar “Ferramentas”, e posteriormente seleccionar o programa *Solver*, Figura 45. Os parâmetros do *Solver* estão definidos, tendo em consideração a igualdade de equações para o cálculo da variável n_4 , relacionada com o balanço do oxigénio na equação de combustão com excesso de ar em base molar, Figura 46.

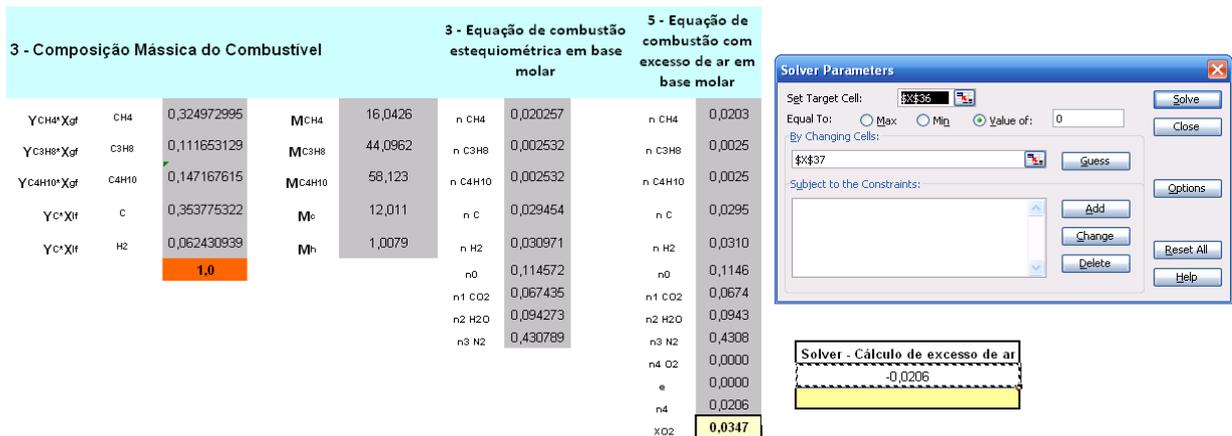


Figura 45. Parâmetros do *Solver*, para o cálculo de excesso de ar na combustão.

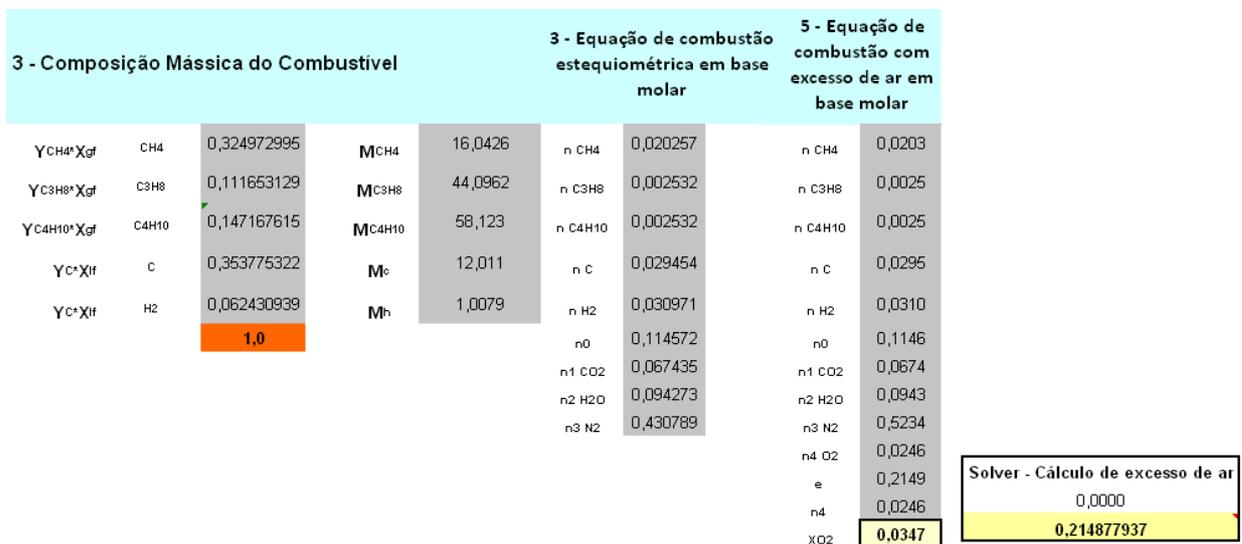


Figura 46. Resultado do *Solver*, para o cálculo de excesso de ar na combustão.

Seguidamente, para o cálculo da entalpia e exergia associada aos fumos e combustíveis, é necessário indicar nas células a amarelo, o valor de T_a , que no presente estudo é 0 °C, e T_{fumos} , valor este fornecido pela refinaria, resultado de leituras diárias com as quais se determina o valor médio para o período em estudo.

Os dados associados ao fuel-gás e fuelóleo utilizados, devem ser preenchidos nas células a amarelo, nas tabelas correspondentes (Figura 47). São necessários dados da composição do combustível, para se determinar as frações mássicas de carbono e de hidrogénio no combustível, da temperatura do combustível, do seu poder calorífico e do seu caudal. Estes dados, são fornecidos, mais uma vez, pela refinaria.

Temperaturas/caudais fumos	
T_med (Ta e T25)	285,65
Ta (K)	273,15
T_25°C (K)	298,15
T_fumos (K)	595,14
T_med (Tfumos/ref)	446,65
Razão_ac	19,19
caudal_prod (kg/s)	7,61
caudal_ar (kg/s)	7,23

FG			
Pressão Importação (barg)	3,83	383	kPa
Temperatura (°C)	18,92	292,07	K
Poder Calorífico (kcal/kg)	11986,71	50185,9574	kJ/kg
Caudal (ton/d)	19,02	0,22013889	kg/s
Entalpia FG (kJ/s)		11056	
β (FG)		1,087905132	
Exergia FG (kJ/s)		12019	
Composição FG %			
		CH4	0,56
		C3H8	0,19
		C4H10	0,25
		Y(C)	0,7833
		Y(H2)	0,2167

FO			
Poder Calorífico (kcal/kg)	9637,28	40349,3639	kJ/kg
Caudal (ton/d)	13,56	0,15694444	kg/s
Temperatura (°C)	132	405,15	K
Entalpia FO (kJ/s)		6376	
β (FO)		1,070594118	
Exergia FO (kJ/s)		6780	

Figura 47. Dados para o cálculo da energia e exergia do fuel-gás e do fuelóleo.

Uma vez que é necessário injetar vapor à fornalha para atomização do fuelóleo, é também necessário contabilizar a energia e exergia associadas ao vapor, bem como a humidade que entra na fornalha e que posteriormente sai nos fumos. Para tal, é necessário preencher a tabela representada na Figura 48, com os dados referentes às propriedades do vapor injetado.

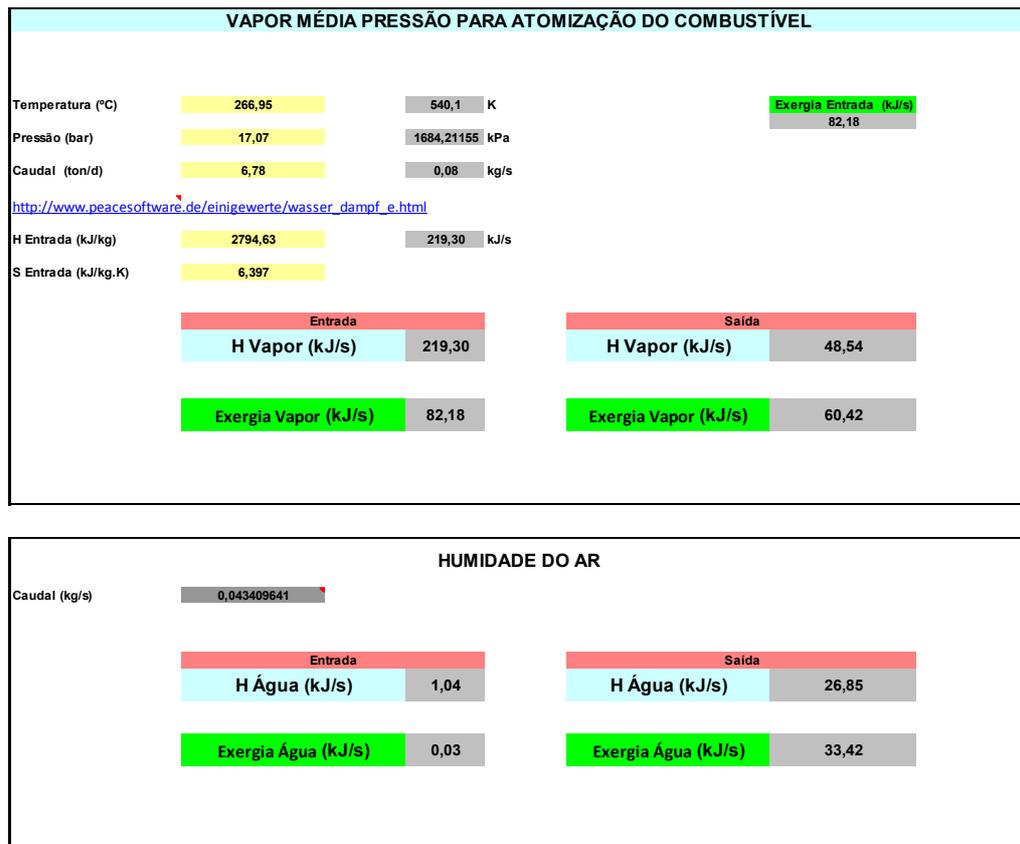


Figura 48. Dados para o cálculo da energia e exergia associada ao vapor injetado na fornalha e da humidade do ar.

Após o preenchimento das tabelas anteriores, são calculadas a energia e a exergia dos fumos (Figura 49).

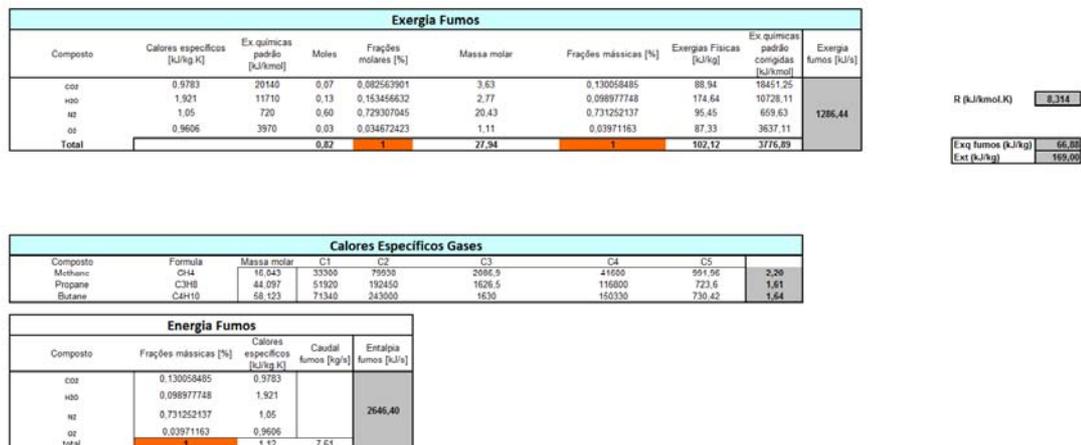


Figura 49. Cálculo da entalpia e exergia dos fumos.

Por fim, após preenchimento das tabelas e das folhas do presente formulário, que permitem determinar os balanços energético e exergético da corrente envolvida na fornalha, surgem automaticamente os resultados dos balanços energético e exergético à fornalha.

Com base nestes resultados é possível determinar os rendimentos, energético e exergético da fornalha, Figura 50.

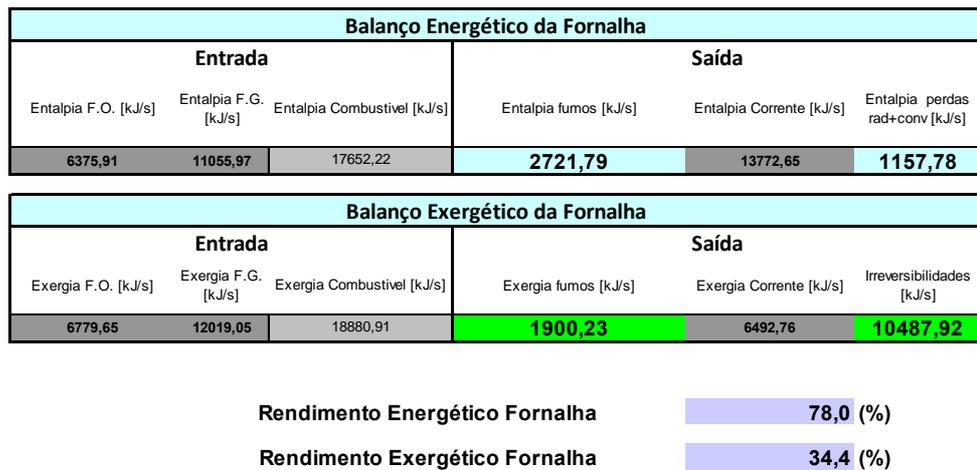


Figura 50. Cálculo do balanço energético e exergético e do rendimento energético e exergético da fornalha.

6. Validação do balanço energético e exergético da Unidade 0100 (Un-0100)

Neste capítulo, pretende-se validar os resultados das análises energética e exergética da Unidade 0100 da Fábrica de Aromáticos, estudo este que foi igualmente desenvolvido por Costa (2012). Esta validação permitirá, também, validar os formulários desenvolvidos no capítulo anterior, uma vez que os resultados obtidos por Costa (2012), foram calculados recorrendo à mesma metodologia de cálculo e aos mesmos dados.

Torna-se, no entanto, conveniente fazer uma breve descrição da Unidade 0100, de forma a melhor perceber o processo.

6.1. Unidade de Pré- Destilação

A unidade de pré-destilação, Unidade 0100 (Un-0100), é normalmente alimentada com reformado (efluente da reforma catalítica) proveniente da fábrica de combustíveis. A unidade está preparada para produzir um corte de C6/C7 para processamento na unidade de extração Arosolvan (Un-0200) e um corte de C8's para processamento nas unidades Parex (Un-0300) ou Isomar (Un-0400). As frações leves são removidas e o corte de aromáticos pesados C9 é utilizado na produção de solventes e/ou para *blending* de gasolinas. As gasolinas leves são devolvidas à fábrica de combustíveis.

Esta unidade é constituída por três colunas de destilação (AS(T)-0101, AS(T)-0102, AS(T)-0103), uma torre de argila (R-0151), uma fornalha (H-0101), por três permutadores (E-0101, E-0109 e E-0110), dois revaporizadores (rebulidores???) (E-0104 e E-01074) e ainda por dois permutadores alimentados com vapor (E-0102 e E-0108).

O arrefecimento é realizado por água através de oito condensadores (E-0103, E-0106, E-0113, E-0116, E-0117, E-0118, E-0119, E-0120), e por ar, através de cinco aeroarrefecedores (E-0105, E-0111, E-0112, E-0115A e E-0115B).

A unidade conta ainda com seis bombas para a circulação de fluidos (P-0102, P-0103, P-0104, P-0105, P-0106 e P-0107) e três acumuladores (D-0101, D-0102 e D-0103), Figura 51.

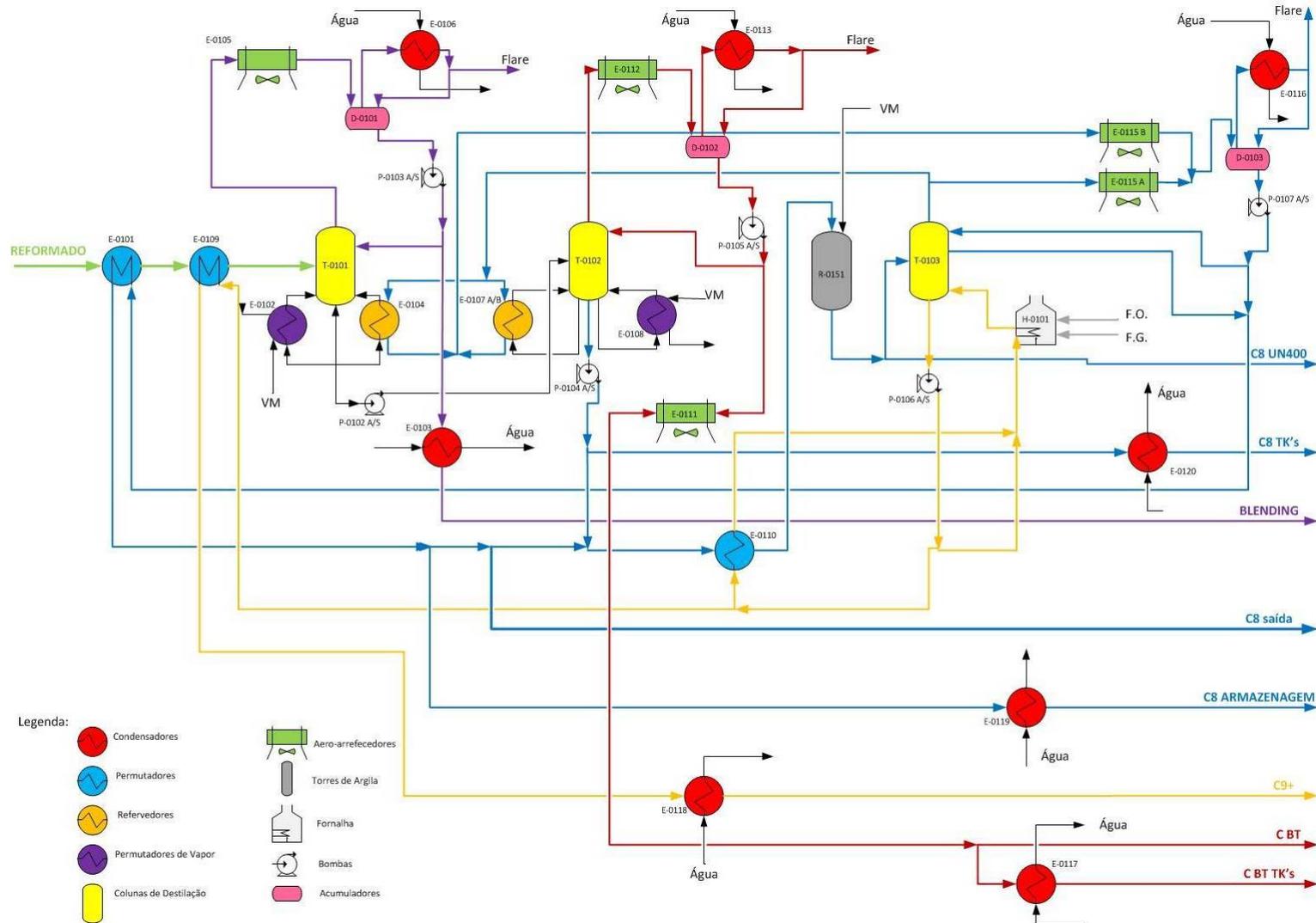


Figura 51. Esquema Processual da Un-100, Costa (2012).

6.1.1. Colunas de Destilação

AS(T)-0101 – Coluna de Despentanização

A principal função desta coluna é separar o pentano dos restantes compostos constituintes do seu fluido de alimentação. Esta alimentação é feita com reformado, uma mistura de não-aromáticos, como o heptano, hexano, pentano e C11's e de aromáticos como o benzeno, tolueno, o-xileno, m-xileno, p-xileno, etilbenzeno, C9's e C10's que dão entrada no 12º prato. O produto de topo, um corte de C5's, é utilizado para *blending* de gasolinas. Este corte contém maioritariamente pentano, e em pequenas percentagens outros compostos mais leves e alguns vestígios de benzeno.

O aquecimento da coluna é realizado pela condensação de xilenos do topo da AS(T)-0103 no revaporizador E-0104 e pela condensação de vapor de média pressão no E-0102. O caudal de vapor tem ainda a função de controlar a temperatura da coluna (Galp Energia, 2007).

AS(T)-0102 – Coluna Benzeno/Tolueno

A coluna AS(T)-0102 tem como objetivo fundamental separar benzeno e tolueno a partir da sua corrente de alimentação, produto de fundo da AS(T)-0101. Esta corrente é constituída pelos não-aromáticos como hexano, heptano e C11's e pelos aromáticos como benzeno, tolueno, o-xileno, m-xileno, p-xileno, etilbenzeno, C9's e C10's. No produto de topo, um corte benzeno/tolueno, aparecem alguns não-aromáticos em quantidades apreciáveis, no entanto a maior percentagem é relativa ao benzeno e tolueno. O corte é enviado para a Unidade 0200 (Un-0200) através de tanques com a função de estabilizar a sua composição. Este procedimento é energeticamente desfavorável. O produto de fundo, uma mistura de não-aromáticos, heptano e C11's, e de aromáticos como o o-xileno, m-xileno, p-xileno, etilbenzeno, C9's e C10's, é enviado para as torres de argila, R-0151. A coluna é aquecida pela condensação de xilenos do topo da AS(T)-0103 no revaporizador E-0107A/B e pela condensação de vapor de média pressão no E-0108, o qual controla ainda a temperatura da coluna (Galp Energia, 2007).

AS(T)-0103 – Coluna de cortes C8/C9

Na coluna AS(T)-0103 é feita a separação de C8's pelo seu topo e dos C9's pelo seu fundo. A alimentação da coluna é feita por uma corrente obtida a partir dos produtos das torres de argila que entram no 51º prato. Esta corrente é constituída por não-aromáticos, heptano e C11's e pelos aromáticos o-xileno, m-xileno, p-xileno, etilbenzeno, C9's e C10's. O seu produto de topo, o-xileno, m-xileno, p-xileno e etilbenzeno é enviado para a Unidade 0400 (Un-0400), o excesso é enviado para armazenamento. O produto de fundo é um corte de C9's que é constituído por não-aromáticos em percentagens residuais, como C11's, e por aromáticos C9. Parte deste corte é enviado para a fornalha (H-0101), contudo antes de isto acontecer, o corte ainda se divide, indo parte aquecer a corrente de xilenos no permutador E-0110 antes de se juntar novamente ao restante e ser enviado para a H-0101. Na fornalha, a corrente é revaporizada e devolvida ao fundo da coluna para realizar o seu aquecimento. O restante caudal enviado para o pré-aquecimento do reformado no permutador E-0109, é depois enviado para a Unidade 0500 (Un-0500) (Galp Energia, 2007).

R-0151 - Torres de Argila

O sistema de tratamento por argila tem como objetivo fazer com que o produto de C8's fique dentro das especificações no que diz respeito ao Índice de Bromo. Isto é conseguido com a remoção dos vestígios de olefinas e de produtos não-aromáticos insaturados semelhantes. A argila atua como catalisador e faz com que as impurezas não saturadas se polimerizem, produzindo assim compostos mais pesados que, em parte, irão ficar retidos na argila. Os restantes são removidos na corrente que vai para Un-0400. Este sistema é constituído por duas colunas idênticas A e B que trabalham em série, Figura 52. A corrente de C8's dá entrada na primeira coluna onde sofre um primeiro tratamento, depois sai pelo fundo desta e entra no topo da segunda coluna onde sofre um segundo tratamento antes de ser encaminhada para a linha de alimentação da AS(T)-0471 (Galp Energia, 2007).

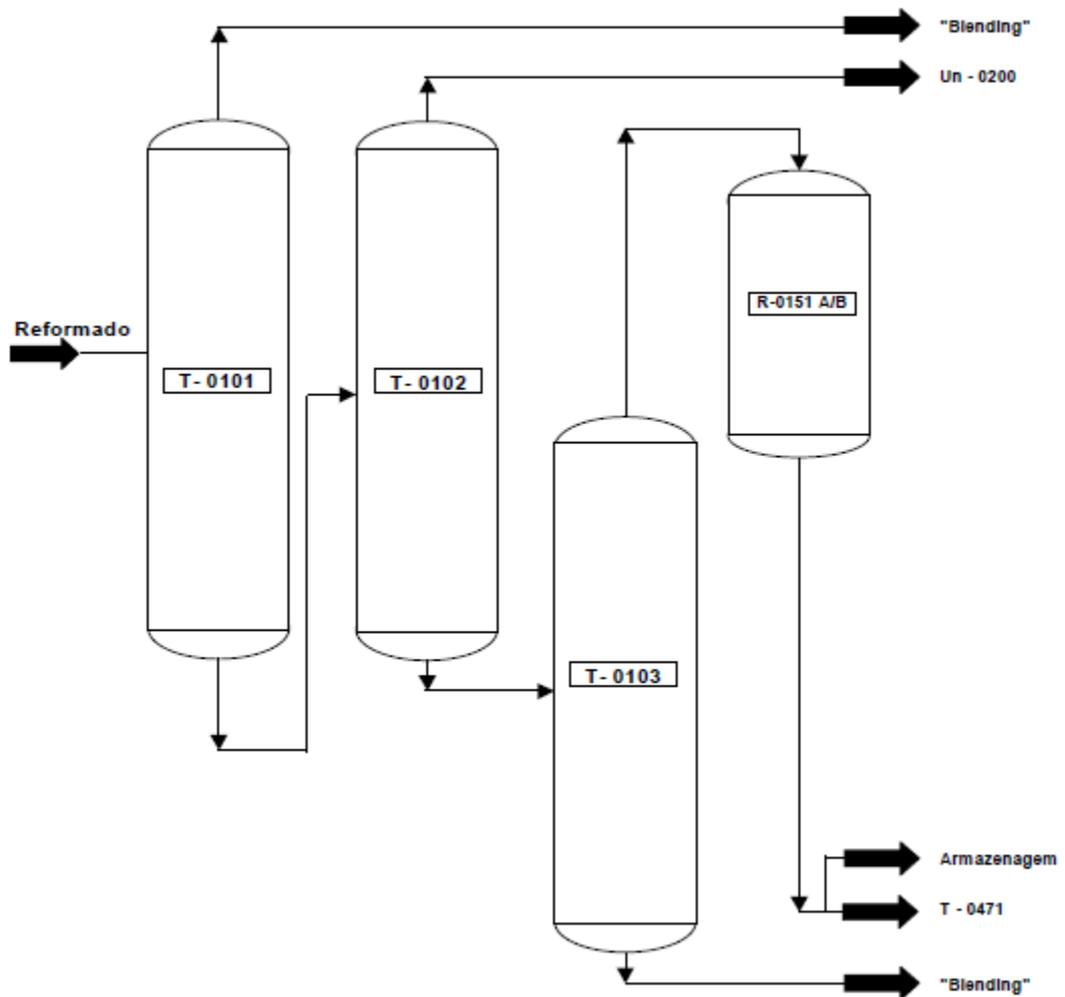


Figura 52. Disposição das colunas da Unidade 0100, Costa (2012).

6.1.2. Fornalha H-0101

A função desta fornalha é a de aquecer o produto de fundo da coluna AS(T)-0103, uma corrente de C9's. Este produto circula por uma serpentina que se inicia no topo da zona de convecção da fornalha e que posteriormente atravessa toda a zona de radiação, saindo da fornalha na fronteira da zona de radiação com a zona de convecção. A fornalha é alimentada preferencialmente a fuelóleo, sendo apenas injetadas as quantidades de fuel-gás estritamente necessárias para manter as emissões dentro dos valores legais.

6.1.3. Correntes Processuais

Na Unidade de Pré-Destilação circulam cinco correntes principais de composições distintas. A alimentação da unidade é feita através de reformado e como produtos são obtidos um corte para *blending* de gasolinas, um corte de benzeno/tolueno, um corte de C8's e um Corte de C9's.

Reformado

É uma corrente proveniente da unidade de *platformings* semi-regenerativo e de regeneração contínua (CCR) onde é realizada a reformação catalítica. Esta operação tem como propósito converter os hidrocarbonetos nafténicos e parafínicos em aromáticos (Galp Energia, 2012). A corrente é sujeita a análises, de forma a se conhecer a sua composição mássica. Segundo os dados fornecidos pela refinaria, a mesma é constituída por não-aromáticos, benzeno, tolueno, etilbenzeno, p-xileno, o-xileno, m-xileno, C9's aromáticos, C10's aromáticos e C11's. As suas frações mássicas são apresentadas na Tabela 23.

Tabela 23. Composição mássica do reformado à entrada da Unidade de Pré-Destilação.

Composição do Reformado	
Composto	Média anual da fração mássica
Não-aromáticos	32 %
Benzeno	6 %
Tolueno	21 %
Etilbenzeno	4 %
p-Xileno	5 %
m-Xileno	10 %
o-Xileno	5 %
C9 aromático	13 %
C10 aromático	3 %
C11 ⁺	1 %

No entanto, as análises não fornecem qualquer informação quanto à composição dos não-aromáticos, dos C9's aromáticos, C10's aromáticos e C11's, sendo esta composição imprescindível para se determinarem as propriedades termoquímicas necessárias, quer à análise energética, quer à análise exergética. Foi, portanto, necessário estimar os compostos presentes nesta mistura, sendo isso conseguido através das temperaturas de ebulição. Consideraram-se os

compostos em que as respetivas temperaturas de ebulição, à pressão de operação de cada coluna, se encontravam dentro da gama de temperaturas necessária para que ocorra a sua separação. Este procedimento foi feito sob orientação da refinaria. Assim, no caso dos não-aromáticos, decidiu-se que estes seriam constituídos por hexanos, heptanos e pentanos (Costa, 2012).

A AS(T)-0101 é uma coluna de despentanização, então é fácil de prever que os não-aromáticos separados no topo desta coluna, e também presentes no reformado, são pentanos. Na coluna AS(T)-0102 o produto de topo é constituído por benzeno, tolueno e não-aromáticos. Assumiu-se que estes não-aromáticos são compostos que têm a sua temperatura de ebulição dentro da gama de temperatura, à pressão de operação, do topo da AS(T)-0102. Atendendo a estes fatores, concluiu-se mais uma vez, sob orientação da refinaria, que os não aromáticos do topo desta coluna são maioritariamente hexanos (Costa, 2012). De forma idêntica se procedeu na coluna AS(T)-0103, onde se concluiu que os não aromáticos que saem pelo topo e fundo da coluna serão maioritariamente heptanos.

Em relação aos C9's e C10's aromáticos, uma vez que se tratam de misturas de vários isómeros, não é possível definir quais os compostos presentes sem uma análise mais específica à sua composição. Como tal, e de forma a retirar as propriedades termoquímicas necessárias à execução das análises energética e exergética, considerou-se que os C9's são apenas propilbenzeno e os C10's apenas butilbenzeno. O mesmo raciocínio foi utilizado para os C11's, em que se considerou que estes são apenas o undecano uma vez que foi o único composto C11's no estado líquido para o qual se encontrou dados termoquímicos na literatura (Costa, 2012).

A composição da corrente de reformado utilizada nesta análise, pode ser consultada na Tabela 24.

Tabela 24. Composição da corrente de reformado, utilizada na presente análise.

Composição do Reformado	
Dados da Refinaria	Pressupostos para efeitos de cálculo
Não-aromáticos	Pentano; Hexano; Heptano
Benzeno	Benzeno
Tolueno	Tolueno
Etilbenzeno	Etilbenzeno
p-Xileno	p-Xileno
m-Xileno	m-Xileno
o-Xileno	o-Xileno
C9 aromático	Propilbenzeno
C10 aromático	Butilbenzeno
C11 +	Undecano

O reformado proveniente da unidade de *platformings* antes de dar entrada na AS(T)-0101 é pré-aquecido em dois permutadores, primeiro no E-0101 por permuta com xilenos do topo da AS(T)-0103 e depois no E-109 por permuta com C9's (propilbenzeno), provenientes do fundo da AS(T)-0103 (Figura 53).

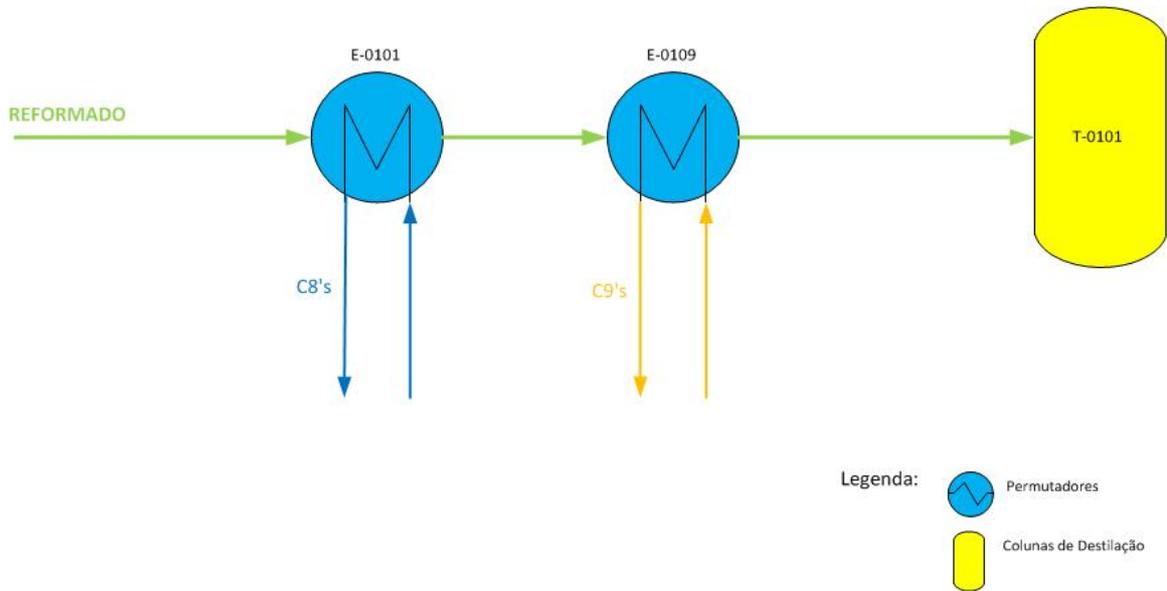


Figura 53. Pré-aquecimento da corrente de reformado, Costa (2012).

As temperaturas do reformado à entrada e saída de cada equipamento, bem como o seu caudal, podem ser consultados na Tabela 25.

Tabela 25. Temperaturas e caudal da corrente de reformado.

Temperaturas de reformado	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura reformado entrada E-0101	TI0110	25,64	298,79
Temperatura saída E-0101 / entrada E-0109	TI0113	34,01	307,16
Temperatura saída E-0109 / entrada AS(T)-0101	TI0103	69,37	342,52
Caudal de reformado		(t/d)	(kg/s)
Caudal total	FQd0130	1927	22,30

Corte de C5's (Pentano)

A corrente de C5's proveniente do topo da AS(T)-0101 contém apenas não-aromáticos, tendo-se considerado que a sua composição mássica é apenas constituída por pentanos.

A informação relativa às médias anuais de temperaturas e caudais do corte de C5's está apresentada na Tabela 26.

Tabela 26. Temperaturas e caudais da corrente de C5's – *blending* gasolinas.

Temperaturas de C5's - <i>Blending</i> gasolinas	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura topo AS(T)-0101	TI0109	64,41	337,56
Temperatura saída E-0105 / entrada E-0103	TIC0112_PV	43,70	316,85
Temperatura saída E-0103	TI0111	24,06	297,21
Caudais de C5's - <i>Blending</i> gasolinas		(t/d)	(kg/s)
Caudal total topo AS(T)-0101		517	5,98
Caudal gasolina leve (<i>Blending</i> gasolina)	FQd0105	161	1,86
Caudal refluxo		356	4,13

Corte benzeno/tolueno

O corte benzeno/tolueno é obtido a partir da separação de C6's e C7's dos restantes compostos mais pesados. A sua composição é apresentada na Tabela 27.

Tabela 27. Composição mássica do corte benzeno/tolueno.

Composição do corte benzeno/ tolueno	
Composto	Média anual da fração mássica
Hexanos	46 %
Benzeno	13 %
Tolueno	41 %

Os valores médios anuais de temperaturas e caudais do corte de benzeno/tolueno podem ser consultados na Tabela 28.

Tabela 28. Temperaturas e caudais do corte benzeno/tolueno.

Temperaturas do corte benzeno/tolueno		Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura topo AS(T)-0102		TI0123	89,9	363,1
Temperatura saída E-0112 / entrada E-0111		TIC0102_PV	81,7	354,9
Temperatura saída E-0111		TIC0126_PV	64,2	337,4
Caudais do corte benzeno/tolueno			(t/d)	(kg/s)
Caudal total topo AS(T)-0102			2786	32,24
Caudal Corte benzeno/tolueno		FQd0110	972	11,26
Caudal refluxo			1813	20,98

Corte de C8's

O corte de C8's, como o próprio nome indica, é maioritariamente constituído por compostos aromáticos de C8's, principalmente xilenos, podendo aparecer em baixas percentagens alguns não-aromáticos, nomeadamente heptanos. A sua composição está descrita na Tabela 29.

Tabela 29. Composição mássica do corte de C8's.

Composição do corte de C8's	
Composto	Média anual da fração mássica
Não-aromáticos	5 %
Etilbenzeno	15 %
p-Xileno	18 %
m-Xileno	41 %
o-Xileno	21 %

Os valores utilizados para as temperaturas e caudais do corte de C8's, em termos de médias anuais, são apresentados na Tabela 30.

Tabela 30. Temperaturas e caudais da corrente de C8's e de alimentação da coluna AS(T)-0103.

Temperaturas do corte de C8's		Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura topo AS(T)-0103		TI0137	202,5	475,7
Temperatura C8's saída E-0107 e E-0104 / entrada E-0115B		TI0115	184,2	457,5
Temperatura saída E-0115A e E-0115B / entrada D-0103		TI0141	144,0	417,2
Temperatura saída E-0101		TI0106	103,5	376,7
Temperatura saída E-0119		TI0140	18,3	291,5
Temperatura fundo AS(T)-0102		TI0117	160,0	433,2
Temperatura saída E-0110 / entrada R-0151		TI0129	144,9	418,1
Temperatura saída R-0151 / entrada AS(T)-0103		TI0130	162,6	435,8
Temperatura saída E-0120		TI0126	16,5	289,7
Caudais do corte de C8's			(t/d)	(kg/s)
Caudal total topo AS(T)-0103			2558	29,61
Caudal C8's E-0104			145	1,68
Caudal C8's E-0107A/B			350	4,05
Caudal E-0115A			2064	23,88
Caudal E-0115B			494	5,72
Caudal C8's armazenagem		FQd0119	44	0,51
Caudal C8's TK's		FQd0112	0,08	8,82x10 ⁻⁴
Caudal C8's Un-0400		FQd0129	457	5,29
Caudal alimentação AS(T)-0103		FQd0115	771	8,93

Corte de C9's

O corte de C9's é o produto de fundo da coluna AS(T)-0103, após a sua separação dos C8's. É constituído quase na totalidade por isómeros de C9's e também, em pequenas percentagens, por o-xileno e não-aromáticos, nomeadamente heptanos. Para efeitos de cálculo e uma vez que não há uma análise detalhada à composição dos C9's, estes são considerados como se a totalidade da sua composição fosse de propilbenzenos (Costa, 2012), Tabela 31.

Tabela 31. Composição mássica do corte de C9's - médias anuais.

Composição do corte de C9's	
Composto	Média anual da fração mássica
Propilbenzeno	100 %

O caudal que é enviado para a fornalha tem como finalidade aquecer o fundo da coluna AS(T)-0103. Relativamente a este caudal, os dados fornecidos pela refinaria são incongruentes. Segundo estes dados do caudal, a fornalha está a trabalhar a cerca de 50 %, contudo, atendendo aos dados do excesso de ar dos gases de combustão, o rendimento da fornalha tem de ser bem superior a este valor. A refinaria referiu que a fornalha opera a um rendimento de 80 %. Como tal, o caudal de C9's que passa na fornalha tem de ter uma ordem de grandeza de cerca de vinte vezes superior aos valores fornecidos pela refinaria. Com este desacerto, resolveu-se não fazer uso dos valores de caudais fornecidos pela refinaria e, através de um balanço energético à combustão, utilizando um rendimento de 80 %, valor fornecido pela refinaria, calculou-se o caudal expectável de C9's que vai para a fornalha. Verificou-se que este era superior em cerca de 23 vezes aos valores fornecidos pela refinaria (Costa, 2012). Os valores de temperaturas e caudais usados no corte de C9's estão representados na Tabela 32.

Tabela 32. Temperaturas e caudais do corte de C9's.

Temperaturas do corte de C9's	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura fundo AS(T)-0103 / entrada E-0109	TI0131	242,9	516,1
Temperatura C8's saída E-0109 / entrada E-0118	TI0114	38,3	311,5
Temperatura saída E-0118	TI0139	21,7	294,9
Caudais do corte de C9's		(t/d)	(kg/s)
Caudal E-0109	FQd0117	295	3,41
Caudal processual H-0101		6234,4	72,16
Caudal processual H-0101 *		6592,9	76,31

* - Dados utilizados por Costa (2012)

6.1.4. Vapor de média pressão

O vapor de média pressão é fornecido pela Fábrica de Utilidades com uma temperatura da ordem de 260 °C a cerca de 1700 kPa de pressão absoluta.

Do caudal total de vapor de média pressão que entra na unidade, parte destina-se ao permutador E-0102 e será para aquecer o fundo da coluna AS(T)-0101, uma segunda parte tem como destino o permutador E-0108 onde vai aquecer o fundo da coluna AS(T)-0102 e finalmente uma terceira parte, destina-se ao controlo da temperatura de operação da fornalha H-0101, Tabela 33.

Tabela 33. Temperaturas e caudais do vapor de média pressão.

Temperaturas do vapor de média pressão	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura média do vapor	TI0488	267,0	540,2
Temperatura de saída do refeedor E-0102	TI0128	148,8	422,0
Temperatura de saída do refeedor E-0108	TI0146	163,0	436,2
Caudais do vapor de média pressão		(t/d)	(kg/s)
Caudal E-0102	FQd0102	90	1,04
Caudal E-0108	FQd0109	129	1,50
Caudal H-0101		26	0,30

Do lado das colunas AS(T)-0101 e AS(T)-0102 não foi fornecida pela refinaria informação relativa aos caudais dos produtos de fundo que circulam nos permutadores E-0102 e E-0108 e também não foi prestada qualquer informação acerca das temperaturas de entrada na coluna destes mesmos caudais (Costa, 2012).

6.2. Apresentação de resultados da análise energética e comparação com os resultados obtidos por Costa (2012)

Neste subcapítulo serão dados a conhecer os resultados obtidos através dos formulários apresentados no capítulo anterior. Todos os cálculos efetuados nestes formulários, estão publicados no CD em anexo, de uma forma mais detalhada.

Os resultados serão sempre acompanhados, para análise comparativa, dos resultados obtidos por Costa (2012), bem como da interpretação dos mesmos. Para tal, apesar de no presente trabalho a temperatura ambiente, e por isso de referência para os cálculos energéticos e exergéticos, ser considerada 0 °C, neste exercício de validação, será considerada a temperatura ambiente utilizada por Costa (2012), 16,43 °C, de forma a utilizar os mesmos parâmetros e melhor avaliar a robustez dos formulários utilizados. Por fim, e de forma a garantir uma análise global consistente à FAR, também são apresentados os resultados da análise energética e exergética, para a temperatura ambiente igual a 0 °C.

A energia introduzida na Unidade 0100 é referente às potências da eletricidade, vapor de média pressão, fuelóleo, fuel-gás e do reformado. Estas encontram-se representadas nas Tabelas 34 e 35.

Tabela 34. Potências introduzidas na Unidade 0100.

Potências energéticas introduzidas na unidade	
Fonte	Valor (kW)
Reformado	369,4
Fuelóleo	6422
Fuel- gás	11055
Vapor de média pressão	5448
Eletricidade	4473
Total	27769

Tabela 35. Potências introduzidas na Unidade 0100 obtidas em Costa (2012).

Potências energéticas introduzidas na unidade	
Fonte	Valor (kW)
Reformado	369,7
Fuelóleo	6332
Fuel-gás	11056
Vapor de média pressão	6741
Eletricidade	4474
Total	28974

Da análise dos resultados obtidos, poder-se-á dizer que as diferenças nos resultados são praticamente insignificantes para o caso do fuelóleo e do fuel-gás. Estas diferenças são justificadas pela fórmula utilizada para o cálculo da entalpia, que, no presente estudo, inclui a parcela correspondente ao calor específico dos combustíveis. Pelos resultados conclui-se que esta parcela tem um peso desprezável no valor da entalpia, quando comparado com o peso da parcela correspondente ao poder calorífico do combustível. No caso do valor da entalpia do vapor de média pressão, verifica-se um desvio de 19 %, justificado pelo facto de em Costa (2012), ter ocorrido um erro na leitura das tabelas termodinâmicas para o valor da entalpia do vapor nas condições de entrada. Esta discrepância de valores, refletiu-se num desvio de 4,2 % no resultado total da entalpia que entra na Unidade 0100.

Em relação à potência útil que abandona a unidade, esta é constituída pelo corte de C5's, pelo corte benzeno/tolueno, pelo corte de C8's e pelo corte de C9's (Tabelas 36 e 37).

Tabela 36. Potências retiradas da Unidade 0100.

Potência útil retirada da unidade	
Fonte	Valor (kW)
Corte C5's	32,09
Corte benzeno/tolueno	1078
Corte C8's	1497
Corte C9's	34,07
Total	2642

Tabela 37. Potências retiradas da Unidade 0100 obtidas em Costa (2012).

Potência útil retirada da unidade	
Fonte	Valor (kW)
Corte C5's	32,11
Corte benzeno/tolueno	1073
Corte C8's	1464
Corte C9's	34,73
Total	2604

Da análise destes resultados, poder-se-á verificar que as diferenças são insignificantes e que poderão ser justificadas pelos pequenos desvios que poderão surgir nos cálculos intermédios, nomeadamente no cálculo das temperaturas de ebulição. O desvio com mais impacto é o verificado no cálculo da entalpia do corte de C8's, cuja origem está na fração mássica do o-xileno, que em Costa (2012) foi de 0,21, e no presente trabalho foi definida como 0,23, de forma a que o somatório das frações mássicas dos componentes da corrente seja igual à unidade.

De acordo com a expressão 4.10.1, que dá o rendimento da unidade em termos da potência útil em relação à consumida, é obtido um rendimento $\eta_a = 9,5\%$ enquanto o rendimento obtido por Costa (2012) foi de 9% . Esta diferença deriva dos desvios já comentados anteriormente. Este valor de rendimento é sensivelmente metade do valor que era esperado pela refinaria, que seria na ordem dos 20% , se a unidade se encontrasse a trabalhar à carga máxima (Costa, 2012).

Posteriormente, o estudo estendeu-se aos equipamentos, de forma a tentar perceber e contabilizar, sempre que possível com os dados fornecidos, as perdas energéticas da unidade. Estas ocorrem nos equipamentos de permuta de calor como aeroarrefecedores, permutadores, condensadores e revaporizadores. As perdas ocorrem também na fornalha sobre a forma de calor devido à condução, convecção e radiação e através da entalpia dos fumos libertados (Costa, 2012). Existem equipamentos para os quais não são conhecidos dados suficientes de caudais, composições mássicas de correntes ou temperaturas, para a sua contabilização. Tanto numa situação como em outra, estas perdas serão agrupadas e chamadas perdas não contabilizadas. Estas estão localizadas nos dois revaporizadores (E-0104 e E-0107), onde se pensa que as perdas não são muito significativas, nos condensadores (E-0106, E-0113 e E-0116), juntamente com as respetivas tochas, nas perdas ocorridas nos drenos dos acumuladores (D-0101 e D-0103) e de outros equipamentos, e nas perdas relativas aos permutadores (E-0102, E-0108 e E-0110). Em alguns destes equipamentos foram quantificadas as entalpias de uma das correntes, no entanto para a quantificação das suas perdas não existe informação suficiente para se obter a entalpia da outra corrente (Costa, 2012).

As perdas ocorridas nos aeroarrefecedores são apresentadas nas Tabelas 38 e 39.

Tabela 38. Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores.

Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores			
Equipamento	Entalpia de entrada (kW)	Entalpia de saída (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
E-0105	668,6	373,2	295,4
E-0111	1481	1072	409,1
E-0112	11140	9080	2110
E-0115 A	16110	6230	9880
E-0115 B	3674	1492	2183
Total	33075	18247	14878

Tabela 39. Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores obtidas em Costa (2012).

Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores			
Equipamento	Entalpia de entrada (kW)	Entalpia de saída (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
E-0105	668,7	373,2	295,4
E-0111	1474	1067	407,3
E-0112	11118	9057	2061
E-0115 A	15684	5901	9783
E-0115 B	3563	1413	2149
Total	32508	17813	14696

Verifica-se que existe um desvio de cerca de 1 % e de 1,5 %, comparativamente aos valores obtidos em Costa (2012), para os aeroarrefecedores E-115 A e E-115 B, respetivamente. Este desvio deve-se ao facto das frações mássicas do n-heptano e do m-xileno, utilizadas no presente trabalho serem de 0,05 e de 0,42, respetivamente, enquanto as utilizadas em Costa (2012), para os mesmos compostos foram de 0,03 e 0,41. Este acerto das frações mássicas foi necessário, para se garantir que a soma das frações mássicas dos componentes da corrente fosse igual à unidade.

Olhando para os valores das potências relativas a perdas ocorridas nestes equipamentos, são de notar as grandes quantidades de energia perdida para o ambiente sobre a forma de calor, em especial no aeroarrefecedor E-0115 A, no qual apesar de não existir um grande diferencial entre a temperatura de saída do fluido e a temperatura ambiente, há um elevado caudal em circulação (Costa, 2012).

Nos condensadores contabilizados, as perdas já são de um valor muito inferior ao dos aeroarrefecedores, como pode ser consultado nas Tabelas 40 e 41.

Tabela 40. Perdas caloríficas dos condensadores.

Perdas caloríficas dos condensadores			
Equipamento	Entalpia de entrada (kW)	Entalpia de saída (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
E-0103	100,6	31,91	68,65
E-0118	128,9	32,14	96,75
E-0119	84,44	1,730	82,71
E-0120	0,260	1,51E-04	0,260
Total	314,2	65,78	248,4

Tabela 41. Perdas caloríficas dos condensadores, obtidas em Costa (2012).

Perdas caloríficas dos condensadores			
Equipamento	Entalpia de entrada (kW)	Entalpia de saída (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
E-0103	100,6	31,92	68,64
E-0118	128,9	32,13	96,80
E-0119	81,90	1,680	80,22
E-0120	0,240	1,38E-04	0,240
Total	311,6	65,73	245,9

No caso dos permutadores em que são conhecidos os dados necessários à contabilização das perdas, estas são um pouco superiores às ocorridas nos condensadores, mas mesmo assim muito inferiores às dos aeroarrefecedores (Tabelas 42 e 43).

Tabela 42. Perdas caloríficas nos permutadores.

Perdas caloríficas dos permutadores			
Equipamento	Entalpia entrada (kW)	Entalpia de saída (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
E-0101 Reformado	395,2	757,9	96,09
E-0101 C8's	1385	926,6	
E-0109 Reformado	757,9	2330	159,6
E-0109 C9's	1546	133,9	
Total			255,7

Tabela 43. Perdas caloríficas nos permutadores, obtidas em Costa (2012).

Perdas caloríficas dos permutadores			
Equipamento	Entalpia entrada (kW)	Entalpia de saída (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
E-0101 Reformado	395,7	759,5	81,01
E-0101 C8's	1343	898,6	
E-0109 Reformado	759,5	2335	321,4
E-0109 C9's	2031	133,9	
Total			402,4

Relativamente à diferença de resultados verificada no permutador E-108, constata-se que as frações mássicas na corrente de entrada de C8's, n-heptano e m-xileno, são diferentes das usadas no estudo desenvolvido em Costa (2012): 0,03 e 0,41, respetivamente, enquanto no presente trabalho, são 0,05 e 0,42, de forma a que soma das frações mássicas dos componentes da

corrente, seja igual a um. Caso tivessem sido utilizadas por Costa (2012) as presentes frações mássicas, a entalpia da corrente nas condições de entrada seria de 1389 kW.

A diferença de resultados verificada no permutador E-109, para a corrente de C9's, deve-se ao facto de Costa (2012) , ter utilizado para a corrente de entrada uma média entre a temperatura de ebulição, mais alta que a temperatura da corrente, e a temperatura de referência. Também, no cálculo da entalpia da corrente de entrada, foi utilizada, novamente, a temperatura de ebulição da corrente, quando deveria ser utilizada a temperatura da corrente. Caso, tivesse sido utilizada a temperatura correta da corrente, a potência entálpica obtida seria de 1546 kW.

Na fornalha, como referido anteriormente, para a corrente de C9's que é revaporizada no seu interior, os valores de caudais fornecidos pela refinaria são fisicamente impossíveis. Assim, assumiu-se que o correto rendimento da fornalha é 80 % , valor fornecido pela refinaria.

Posteriormente, assumiu-se que a corrente sai com um título de 75 %. A refinaria indicou um título de cerca de 20 a 30 %, no entanto, estes valores são pouco realistas, na medida em que, nestas condições, o rendimento da fornalha seria muito baixo. Com este valor obtiveram-se as potências presentes na Tabela 44. Refere-se que no trabalho desenvolvido em Costa (2012) foi considerado um título igual a 100 % da corrente de C9's à saída da fornalha, pelo que no presente trabalho, o caudal de C9's teve que ser ajustado para que o seu rendimento se aproximasse de 80 %, obtendo-se o valor de 78,1 %.

Tabela 44. Perdas caloríficas na fornalha.

Perdas caloríficas da fornalha			
	Corrente	Potência (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
Entrada	Fuelóleo	6371	
	Fuel -gás	11045	
	Aquecimento dos reagentes	219,7	
Total		17431	
Saída	Calor dos fumos	2648	2648
	Calor útil fornecido aos C9's	13774	1218
Total			3865

Tabela 45. Perdas caloríficas na fornalha obtidas em Costa (2012).

Perdas caloríficas da fornalha			
	Corrente	Potência (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
Entrada	Fuelóleo	6332	
	Fuel- gás	11057	
	Aquecimento dos reagentes	64,08	
Total		17325	
Saída	Calor dos fumos	2915	2915
	Calor útil fornecido aos C9's	13911	499,2
Total			3414

As diferenças de valores verificadas na entalpia associada aos fumos, bem como as perdas de radiação e convecção das paredes da fornalha, são justificadas pela diferença no cálculo da razão ar/combustível, que no estudo desenvolvido em Costa (2012), não contemplou a parcela associada ao combustível, com reflexo claro nos resultados finais do caudal de fumos e de ar.

Dado que se verificou que o título da corrente à saída da fornalha afeta consideravelmente o rendimento da fornalha, foi realizado um estudo de sensibilidade, no qual é avaliado o efeito deste parâmetro no rendimento da fornalha (Tabela 46).

Tabela 46. Rendimento da fornalha em função do título da corrente.

Título da Corrente (%)	Rendimento da fornalha (%)
65	68
70	73
75	78
80	83

Verificou-se que os dados fornecidos pela refinaria para o consumo dos combustíveis da fornalha, fuelóleo e fuel-gás, apresentam desvios consideráveis, pelo que foi determinado o desvio padrão do valor médio do consumo de cada um dos combustíveis, e analisou-se o impacto do consumo do combustível no rendimento da fornalha (Tabela 47).

Tabela 47. Rendimento da fornalha em função do caudal de combustível.

Eficiência da fornalha vs. Caudal do combustível			
Combustível	Caudal (t/dia)	Desvio Padrão	Rendimento (%)
Fuelóleo	13,56	1,19	78
Fuel-gás	19,02	1,30	
Fuelóleo	12,37	Caudal Médio _{combustível} – Desvio Padrão	85
Fuel-gás	17,73		
Fuelóleo	14,75	Caudal Médio _{combustível} + Desvio Padrão	73
Fuel-gás	20,32		

Da análise dos valores da tabela, verifica-se que o desvio verificado no consumo de combustível tem um impacto significativo. No caso da fornalha H-0101, este desvio pode implicar um valor do rendimento de 73 %, caso se utilize o valor médio dos caudais de combustível adicionado ao desvio padrão médio e de 85 %, caso seja considerado o valor médio dos caudais menos o desvio padrão médio. O rendimento de 78 %, é obtido quando se consideram os valores médios de consumo de fuelóleo e fuel-gás.

As perdas verificadas no presente estudo são bastante significativas, indiciando que a fornalha é um equipamento ao qual se terá de prestar a devida atenção com vista à sua substituição ou ao aproveitamento, como calor útil, de parte do calor aqui apresentado como perdido. Deverá, igualmente, ser dada especial atenção à monitorização dos caudais, tanto da corrente como dos combustíveis, de forma a melhor avaliar o desempenho deste equipamento. Os resultados dos cálculos das perdas por radiação e convecção das colunas da Un-0100 estão apresentados na Tabela 48.

Tabela 48. Perdas por convecção/radiação nas colunas.

Dados das colunas					
AS(T)-0101		AS(T)-0102		AS(T)-0103	
Altura (m)	39,20	Altura (m)	39,80	Altura (m)	70,13
Diâmetro (m)	2,14	Diâmetro (m)	3,80	Diâmetro (m)	3,90
Temperatura superficial (°C)	40,0	Temperatura superficial (°C)	40,0	Temperatura superficial (°C)	60,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas convecção (kW)	44,75	Perdas convecção (kW)	72,26	Perdas convecção (kW)	240,4
Perdas radiação (kW)	33,09	Perdas radiação (kW)	59,80	Perdas radiação (kW)	221,2
Total (conv+rad) (kW)	77,84	Total (conv+rad) (kW)	132,1	Total (conv+rad) (kW)	461,6
Perdas convecção (kW) *	44,74	Perdas convecção (kW) *	72,26	Perdas convecção (kW) *	246,6
Perdas radiação (kW) *	33,09	Perdas radiação (kW) *	59,80	Perdas radiação (kW) *	221,2
Total (conv+rad) (kW) *	77,83	Total (conv+rad) (kW) *	132,1	Total (conv+rad) (kW) *	467,8

* - Valores obtidos por Costa (2012)

Com a quantificação das energias envolvidas nos diversos equipamentos poderá ser feita uma contabilização de todas as energias que saem da unidade (Tabelas 49 e 50).

Tabela 49. Quantidades energéticas de saída da unidade.

Potência de saída da unidade	
Fonte	Valor energético (kW)
Corte C5's	32,09
Corte benzeno/tolueno	1078
Corte C8's	1497
Corte C9's	34,07
Aeroarrefecedores	14878
Condensadores	248,4
Permutadores	255,7
Fornalha fumos	2648
Fornalha perdas C9's	1218
Convecção e radiação	671,4
Perdas não contabilizadas	5208
Total	27768

Tabela 50. Quantidades energéticas de saída da unidade obtidas em Costa (2012).

Potência de saída da unidade	
Fonte	Valor energético (kW)
Corte C5's	32,11
Corte benzeno/tolueno	1073,4
Corte C8's	1464
Corte C9's	34,73
Aeroarrefecedores	14695
Condensadores	245,9
Permutadores	402,4
Fornalha fumos	2915
Fornalha perdas C9's	499,2
Convecção e radiação	677,8
Perdas não contabilizadas	6935
Total	28974

A partir destes dados foi realizada uma hierarquia dos pesos relativos das potências que entram na unidade, na linha da apresentada por Costa (2012), as quais podem ser consultadas nas Tabelas 51 e 52, respetivamente.

Tabela 51. Hierarquia das potências introduzidas na Un-0100.

Hierarquia de potências introduzidas na unidade	
Fonte	Peso relativo (%)
Reformado	1
Fuelóleo	23
Fuel-gás	40
Vapor de média pressão	20
Eletricidade	16
Total	100

Tabela 52. Hierarquia das potências introduzidas na Un-0100 obtida em Costa (2012).

Hierarquia de potências introduzidas na unidade	
Fonte	Peso relativo (%)
Reformado	1
Fuelóleo	22
Fuel-gás	38
Vapor de média pressão	23
Eletricidade	15
Total	100

Mais uma vez, as pequenas diferenças que se verificam entre estes resultados, devem-se ao cálculo da entalpia do fuel-gás, fuelóleo e no vapor de média pressão. Estas diferenças refletem-se no cálculo do peso relativo das potências introduzidas na unidade, sem contudo se mostrarem muito preponderantes. É possível verificar que 60 % da energia introduzida na unidade, proveniente do consumo de fuelóleo e de fuel-gás, é relativa à alimentação da fornalha. A restante é repartida entre o vapor de média pressão e a eletricidade. O reformado quase não tem expressão na energia introduzida.

Tal como realizado anteriormente para as potências de entrada, foi também realizada uma hierarquia dos pesos relativos das potências que saem da unidade, Tabelas 53 e 54.

Tabela 53. Hierarquia da energia de saída da Un-0100.

Hierarquia de potências de saída da unidade	
Fonte	Peso relativo (%)
Corte C5's	0
Corte benzeno/tolueno	4
Corte C8's	5
Corte C9's	0
Aeroarrefecedores	54
Condensadores	1
Permutadores	1
Fornalha fumos	10
Fornalha perdas C9's	4
Convecção e radiação	2
Perdas não contabilizadas	19
Total	100

Tabela 54. Hierarquia da energia de saída da Un-0100 obtidas em Costa (2012).

Hierarquia de potências de saída da unidade	
Fonte	Peso relativo (%)
Corte C5's	0
Corte benzeno/tolueno	4
Corte C8's	5
Corte C9's	0
Aeroarrefecedores	54
Condensadores	1
Permutadores	1
Fornalha fumos	10
Fornalha perdas C9's	2
Convecção e radiação	2
Perdas não contabilizadas	24
Total	100

Da análise das Tabelas 53 e 54, fica bem claro que a maior quantidade de energia que abandona a unidade corresponde às perdas nos aeroarrefecedores, sendo que os fumos também apresentam um peso significativo. Quanto às perdas não contabilizadas, estas são uma fatia importante da energia perdida, o que torna aqui bem claro que deverão ser realizadas medições em todos os equipamentos.

Para uma melhor perceção de quais dos equipamentos contabilizados possuem maiores perdas, realizou-se uma hierarquia de perdas de toda a unidade. Nesta hierarquia entram, assim, as parcelas dos aeroarrefecedores, condensadores, permutadores, fumos e perdas na fornalha para aquecimento do corte de C9's (Tabela 55).

Tabela 55. Hierarquia de perdas energéticas da unidade.

Hierarquia de perdas da unidade			
Tipo de equipamento/fonte	Equipamento	Perdas por equipamento	Perdas por tipo de equipamento/fonte
Aeroarrefecedores	E-0105	1,5 %	75 %
	E-0111	2,1 %	
	E-0112	10,6 %	
	E-0115 A	49,6 %	
	E-0115 B	11,0 %	
Condensadores	E-0103	0,3 %	1 %
	E-0118	0,5 %	
	E-0119	0,4 %	
	E-0120	0,0 %	
Permutadores	E-0101	0,5 %	2 %
	E-0109	0,8 %	
Fornalha fumos		13,3 %	13 %
Fornalha perdas C9's		6,1 %	6 %
Convecção e radiação		3,4 %	3 %
Total		100 %	100 %

Tabela 56. Hierarquia de perdas energéticas da unidade obtida em Costa (2012).

Hierarquia de perdas da unidade			
Tipo de equipamento/fonte	Equipamento	Perdas por equipamento	Perdas por tipo de equipamento/fonte
Aeroarrefecedores	E-0105	1,5 %	75 %
	E-0111	2,1 %	
	E-0112	10,6 %	
	E-0115 A	50,3 %	
	E-0115 B	11,1 %	
Condensadores	E-0103	0,4 %	1 %
	E-0118	0,5 %	
	E-0119	0,4 %	
	E-0120	0,0 %	
Permutadores	E-0101	0,4 %	2 %
	E-0109	1,7 %	
Fornalha fumos		15,0 %	15 %
Fornalha perdas C9's		2,6 %	3 %
Convecção e radiação		3,5 %	4 %
Total		100 %	100 %

A percentagem de energia perdida pelos aeroarrefecedores é esmagadora em relação aos outros equipamentos. Assim, terá de lhes ser prestada uma enorme atenção com vista à sua substituição por equipamentos mais eficientes, ou ao aproveitamento deste calor que poderá ser útil a outros processos. Nos aeroarrefecedores todo o destaque vai para o E-0115 A, o qual é responsável por 49,6 % das perdas totais dos equipamentos contabilizados.

Nesta análise há um equipamento a que deve ser prestada particular atenção, a fornalha H-0101. Este equipamento é o maior consumidor de energia da unidade uma vez que tem como função o aquecimento da coluna AS(T)-0103. No entanto, parte desse calor é libertado para o ambiente nos aeroarrefecedores E-0115 A/B, onde se localizam as maiores perdas de energia. Tal poderá indiciar que uma enorme quantidade de energia está a ser utilizada e logo de seguida, é deitada fora sobre a forma de calor, a relativamente baixa temperatura. Aqui poderá, eventualmente, ser considerada a substituição destes equipamentos por um equipamento de outro tipo, como por exemplo uma unidade de ciclo de Rankine orgânico, que poderia ser instalada para a produção de energia elétrica a partir desta energia térmica de baixa temperatura, atualmente rejeitada para o ambiente.

Relativamente à validação dos formulários desenvolvidos e explicados no capítulo anterior, através da análise da Un-0100, poder-se-á concluir que estes se encontram devidamente desenvolvidos e os resultados são consistentes com os obtidos por Costa (2012). Os desvios verificados são justificados essencialmente pela diferença da composição mássica da corrente de C8's e pela diferença dos pressupostos estabelecidos para a análise da fornalha H-0101.

6.3. Apresentação de resultados da análise exergética e comparação com os resultados obtidos por Costa (2012)

Tal como para a análise energética, também se realizou a análise exergética da Un-0100, comparando-se os resultados obtidos com os então obtidos por Costa (2012), de forma a validar os formulários desenvolvidos para a análise exergética. Refira-se, entretanto, que os formulários foram desenvolvidos para determinar a exergia física e química, contudo, na presente validação, serão apresentados unicamente resultados da exergia física, uma vez que os processos envolvidos na Un-0100 são meramente físicos. No entanto, nos formulários genéricos apresentados em anexo, poderão ser consultados os valores tanto de exergia física como da química.

As potências exergéticas introduzidas na unidade referentes ao reformado, fuelóleo, fuel-gás, eletricidade e ao vapor de média pressão podem ser consultadas na Tabela 57, indicando-se na Tabela 58 os valores equivalentes obtidos por Costa (2012).

Tabela 57. Exergia introduzida na unidade.

Exergia introduzida na unidade	
Fonte	Potência exergética (kW)
Reformado	5,38
Fuelóleo	6779
Fuel-gás	12026
Vapor de média pressão	2145
Eletricidade	4473
Total	25429

Tabela 58. Exergia introduzida na unidade obtida em Costa (2012).

Exergia introduzida na unidade	
Fonte	Potência exergética (kW)
Reformado	5,40
Fuelóleo	6779,4
Fuel-gás	12031
Vapor de média pressão	2484
Eletricidade	4474
Total	25773

As potências exergéticas consideradas como úteis que abandonam a unidade são referentes ao corte de C5's, ao corte benzeno/tolueno, ao corte de C8's e ao corte de C9's e podem ser consultadas nas Tabelas 59 e 60.

Tabela 59. Exergia útil retirada da unidade.

Exergia útil retirada da unidade	
Fonte	Potência exergética (kW)
Corte C5's	0,42
Corte benzeno/tolueno	80,25
Corte C8's	285,10
Corte C9's	0,32
Total	366,09

Tabela 60. Exergia útil retirada da unidade obtida em Costa (2012).

Exergia útil retirada da unidade	
Fonte	Potência exergética (kW)
Corte C5's	0,42
Corte benzeno/tolueno	79,87
Corte C8's	278,38
Corte C9's	0,33
Total	359,00

Mais uma vez, deve-se referir que os valores nas Tabelas 57 e 59 são bastante consistentes com os resultados de Costa (2012), Tabelas 58 e 60. O desvio de 2,4 %, verificado na potência exergética do corte de C8's, deve-se, tal como na análise energética, à composição mássica estabelecida para a corrente. Da análise dos resultados, constata-se a enorme quantidade de exergia que está a ser fornecida à unidade em relação à exergia retirada da mesma. Pode-se então afirmar que a unidade é consumidora intensiva de exergia. Com os valores totais da exergia fornecida e retirada da unidade chega-se a valores de rendimento exergético, para uma razão entre a exergia útil e a fornecida de $\eta_{ex} = 1,46 \%$, comparativamente ao valor 1,39 %, obtido por Costa (2012). Estes valores encontram-se abaixo do expectável para uma unidade deste tipo onde seriam esperados valores, também baixos, mas na ordem dos 3 a 5 % obtidos em unidades similares (Rivero, 1998).

A distribuição percentual das potências exergéticas fornecidas à unidade, encontram-se apresentadas na Tabela 61, enquanto os valores correspondentes obtidos por Costa (2012) se apresentam na Tabela 62.

Tabela 61. Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade.

Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade	
Fonte	Distribuição percentual
Reformado	0 %
Fuelóleo	27 %
Fuel-gás	47 %
Vapor de média pressão	8 %
Eletricidade	18 %
Total	100 %

Tabela 62. Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade obtido em Costa (2012).

Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade	
Fonte	Distribuição percentual
Reformado	0 %
Fuelóleo	26 %
Fuel-gás	47 %
Vapor de média pressão	10 %
Eletricidade	17 %
Total	100 %

Analisando os valores, verifica-se que 74 % da exergia introduzida na unidade provém dos combustíveis utilizados na fornalha. Estes valores, em conjugação com os obtidos na análise energética, demonstram claramente a atenção que deve ser prestada à fornalha, com vista à sua substituição por um equipamento menos consumidor de energia e de exergia. Qualquer ganho que com isso se consiga obter terá um impacto muito significativo no rendimento geral da unidade, tanto energético como exergético.

Os pesos da exergia útil que abandonam a unidade podem ser consultados na Tabela 63, sendo que os valores correspondentes obtidos por Costa (2012), apresentam-se na Tabela 64.

Tabela 63. Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade.

Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade	
Fonte	Distribuição percentual
Corte C5's	0 %
Corte benzeno/tolueno	22 %
Corte C8's	78 %
Corte C9's	0 %
Total	100 %

Tabela 64. Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade obtida em Costa (2012).

Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade	
Fonte	Distribuição percentual
Corte C5's	0 %
Corte benzeno/tolueno	22 %
Corte C8's	78 %
Corte C9's	0 %
Total	100 %

Como se pode ver a partir das Tabelas 63 e 64, a maior fatia de exergia útil retirada da unidade (78 %) diz respeito ao corte de C8's, sendo a restante (cerca de 22 %), respeitante quase na totalidade ao corte de benzeno/tolueno. Verifica-se que os valores são consistentes em ambos os estudos, pelo que suporta a validação dos formulários desenvolvidos para o efeito.

Com os valores obtidos de rendimento da unidade procurou-se saber em que equipamentos ou processos é que ocorrem as maiores irreversibilidades. Através da potência respeitante a cada uma dessas irreversibilidades em conjunção com a análise energética, procurou-se identificar quais desses equipamentos ou processos possuem maior potencial no que concerne ao aproveitamento de forma útil de parte destas irreversibilidades. As irreversibilidades dos aeroarrefecedores podem ser consultadas na Tabela 65 e os correspondentes valores de Costa (2012) na Tabela 66.

Tabela 65. Irreversibilidades nos aeroarrefecedores.

Irreversibilidades nos aeroarrefecedores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0105	49,94	16,54	33,40
E-0111	145,4	79,32	65,64
E-0112	922,5	788,2	134,3
E-0115 A	2659	1010	1648
E-0115 B	566,8	242,3	324,6
Total	4344	2137	2206

Tabela 66. Irreversibilidades nos aeroarrefecedores obtidas em Costa (2012).

Irreversibilidades nos aeroarrefecedores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0105	49,95	16,54	33,40
E-0111	144,7	79,36	65,34
E-0112	1631	1231	400,1
E-0115 A	4463	1179	3284
E-0115 B	995,8	247,7	748,1
Total	7284	2754	4531

De acordo com o verificado na análise energética, também na análise exergética é no aeroarrefecedor E-0115A que ocorrem as maiores irreversibilidades respeitantes aos aeroarrefecedores. São cerca de 1648 kW de trabalho equivalente que foi simplesmente destruído. Representa um valor nada desprezável, ao qual poderá ainda ser adicionado o valor do aeroarrefecedor E-0115B, da ordem de 325 kW, uma vez que as gamas de temperatura são compatíveis e os fluidos em circulação têm a mesma composição.

As irreversibilidades correspondentes aos condensadores encontram-se na Tabela 67 e os valores equivalentes obtidos por Costa (2012) na Tabela 68.

Tabela 67. Irreversibilidades nos condensadores.

Irreversibilidades nos condensadores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0103	3,91	0,41	3,49
E-0118	4,47	0,29	4,18
E-0119	10,61	0,01	10,61
E-0120	0,05	0,00	0,05
Total	19,40	0,71	18,34

Tabela 68. Irreversibilidades nos condensadores, obtidas em Costa (2012).

Irreversibilidades nos condensadores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0103	3,91	0,41	3,49
E-0118	4,47	0,29	4,18
E-0119	10,30	0,01	10,30
E-0120	0,04	0,04	0,00
Total	18,72	0,75	17,97

As irreversibilidades nos condensadores são reduzidas, uma vez que as exergias em jogo também o são devido aos baixos caudais em circulação. Não será portanto necessária grande atenção a estes equipamentos pois apresentam um baixo potencial de melhorias para a unidade.

Relativamente aos desvios de resultados, comparativamente aos valores obtidos em Costa (2012), verifica-se que não são muito significativos, verificando-se no E-0119, um desvio de 2,9 %.

Em relação aos permutadores, as suas irreversibilidades podem ser consultadas na Tabela 69 e na Tabela 70, para os valores equivalentes obtidos por Costa (2012).

Tabela 69. Irreversibilidades nos permutadores.

Irreversibilidades nos permutadores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0101 reformado	6,15	22,11	105,1
E-0101 C8's	237,4	116,4	
E-0109 reformado	22,11	190,1	231,2
E-0109 C9's	404,0	4,81	
Total			336,2

Tabela 70. Irreversibilidades nos permutadores, obtidas em Costa (2012).

Irreversibilidades nos permutadores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0101 reformado	6,18	22,23	101,3
E-0101 C8's	230,4	113,0	
E-0109 reformado	22,23	58,95	362,5
E-0109 C9's	404,0	4,81	
Total			463,8

Da análise das Tabelas 69 e 70, verifica-se que existe um desvio considerável no permutador E-0109, para a corrente de reformado, nas condições de saída. Tal desvio é justificado pelo facto de que no estudo desenvolvido por Costa (2012), as frações mássicas utilizadas para o cálculo da exergia física, estarem trocadas para os diferentes componentes da corrente. Este desvio teve um impacto de 27,5 % no resultado final das irreversibilidades nos permutadores

Na Tabela 71 são apresentadas as irreversibilidades no processo de combustão de fuel-gás e fuelóleo na fornalha. Na Tabela 72, são apresentados os resultados equivalentes determinados por Costa (2012).

Tabela 71. Irreversibilidades na fornalha.

Irreversibilidades na fornalha			
	Corrente	Exergia (kW)	Irreversibilidades (kW)
Entrada	Fuelóleo	6780	
	Fuel –gás	12019	
	Pré-aquecimento	73,94	
Total		18873	
Saída	Exergia dos fumos	1966	1966
	Exergia fornecida aos C9's	6056	10850
Total			12817

Tabela 72. Irreversibilidades na fornalha obtidas em Costa (2012).

Irreversibilidades na fornalha			
	Corrente	Exergia (kW)	Irreversibilidades (kW)
Entrada	Fuelóleo	6779	
	Fuel –gás	12031	
	Pré-aquecimento	157,5	
Total		18653	
Saída	Exergia dos fumos	2135	2135
	Exergia fornecida aos C9's	4221	
Total			12297

Tal como verificado na análise energética, constata-se uma discrepância de valores devido à diferença de pressupostos estabelecidos para os cálculos. No entanto, da análise dos resultados das irreversibilidades presentes na fornalha fica patente que é nesta que se encontra o grande problema da unidade. É realizada uma reação química utilizando uma grande quantidade de exergia química contida no combustível quando se poderia realizar a revaporização por outros meios menos consumidores de exergia (Costa, 2012).

Este aumento de rendimento exergético, seria reforçado pela redução nas perdas de exergia nos fumos (Costa 2012). Todas as irreversibilidades da unidade obtidas no presente trabalho encontram-se na Tabela 73, e na Tabela 74, podem consultar-se as obtidas no trabalho de Costa (2012).

Tabela 73. Irreversibilidades na unidade.

Irreversibilidades da unidade	
Fonte	Irreversibilidades (kW)
Exergia das correntes de saída	366,1
Aeroarrefecedores	2206
Condensadores	18,34
Permutadores	336,2
Fornalha fumos	1966
Fornalha combustão	10850
Irreversibilidades não contabilizadas	9685
Total	25429

Tabela 74. Irreversibilidades na unidade obtidas em Costa (2012).

Irreversibilidades da unidade	
Fonte	Irreversibilidades (kW)
Exergia das correntes de saída	359,0
Aeroarrefecedores	4531
Condensadores	17,97
Permutadores	463,8
Fornalha fumos	2135
Fornalha combustão	12297
Irreversibilidades não contabilizadas	5970
Total	25773

Definindo-se uma hierarquia percentual das irreversibilidades na unidade têm-se os valores presentes na Tabela 75 e na Tabela 76.

Tabela 75. Hierarquia percentual de irreversibilidades da unidade.

Hierarquia de irreversibilidades da unidade	
Fonte	Irreversibilidades (%)
Aeroarrefecedores	9
Condensadores	0
Permutadores	1
Fornalha fumos	8
Fornalha combustão	43
Irreversibilidades não contabilizadas	38
Total	100

Tabela 76. Hierarquia percentual de irreversibilidades da unidade, obtidas por Costa (2012).

Hierarquia de irreversibilidades da unidade	
Fonte	Irreversibilidades (%)
Aeroarrefecedores	18
Condensadores	0
Permutadores	2
Fornalha fumos	7
Fornalha combustão	50
Irreversibilidades não contabilizadas	23
Total	100

Da comparação das Tabelas 75 e 76, verifica-se alguma diferença entre os resultados. Estes desvios refletem-se na percentagem de irreversibilidades não contabilizadas, que no presente trabalho, correspondem a 38 % do total. Este valor é considerável, justificando assim as considerações feitas na análise energética, quanto à necessidade de se efetuarem as medições e as análises necessárias à discriminação das irreversibilidades em cada um desses equipamentos não contabilizados

Como já era perceptível nos resultados apresentados anteriormente, as maiores irreversibilidades ocorrem na fornalha, correspondendo a 50 % do total, sendo que 43 % são no processo de combustão. Uma vez que as irreversibilidades do processo de combustão apresentam um valor muito elevado, decidiu-se fazer uma outra hierarquização onde estas irreversibilidades, bem como as nos equipamentos não contabilizados, não são tidas em conta. Desta forma é possível verificar dos equipamentos contabilizados, os que apresentam um maior potencial para melhoria para os resultados do presente trabalho, Tabela 77, e para os resultados de Costa (2012), Tabela 78.

Tabela 77. Hierarquia de irreversibilidades do tipo de equipamentos suscetíveis a melhorias.

Hierarquia de irreversibilidades de equipamento suscetíveis a melhorias	
Fonte	Irreversibilidades (%)
Aeroarrefecedores	49
Condensadores	0
Permutadores	7
Fornalha Fumos	43
Total	100

Tabela 78. Hierarquia de irreversibilidades do tipo de equipamentos suscetíveis a melhorias, obtidas em Costa (2012).

Hierarquia de irreversibilidades de equipamento suscetíveis a melhorias	
Fonte	Irreversibilidades (%)
Aeroarrefecedores	63
Condensadores	0
Permutadores	7
Fornalha Fumos	30
Total	100

Segundo a Tabela 77, os equipamentos para os quais é possível obter melhores resultados, se forem realizadas alterações ou integração de outros processos, são os aeroarrefecedores. Poderá também ser feito um aproveitamento do potencial energético disponível nos fumos (Costa, 2012). Especificando ainda mais estes resultados, no que a cada equipamento diz respeito, tem-se ainda os valores das Tabelas 79 e 80.

Tabela 79. Hierarquia de irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis a melhorias.

Hierarquia de perdas da unidade			
Tipo de equipamento/fonte	Equipamento	Irreversibilidades por equipamento	Irreversibilidades por fontes
Aeroarrefecedores	E-0105	0,7 %	50 %
	E-0111	1,4 %	
	E-0112	3,0 %	
	E-0115 A	36,4 %	
	E-0115 B	7,2 %	
Condensadores	E-0103	0,1 %	0 %
	E-0118	0,1 %	
	E-0119	0,2 %	
	E-0120	0,0 %	
Permutadores	E-0101	2,3 %	7 %
	E-0109	5,1 %	
Fornalha fumos		43,4 %	43 %
Total		100%	100 %

Tabela 80. Hierarquia de irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis a melhorias, obtida por Costa (2012).

Hierarquia de perdas da unidade			
Tipo de equipamento/fonte	Equipamento	Irreversibilidades por equipamento	Irreversibilidades por fontes
Aeroarrefecedores	E-0105	0,5 %	63 %
	E-0111	0,9 %	
	E-0112	5,6 %	
	E-0115 A	45,9 %	
	E-0115 B	10,5 %	
Condensadores	E-0103	0,0 %	0 %
	E-0118	0,1 %	
	E-0119	0,1 %	
	E-0120	0,0 %	
Permutadores	E-0101	1,4 %	7 %
	E-0109	5,1 %	
Fornalha fumos		29,9 %	30 %
Total		100 %	100 %

Mais uma vez se comprovam os resultados da análise energética, realçando-se que é nos fumos e nos aeroarrefecedores onde se obterão melhores resultados no que diz respeito ao aproveitamento de exergias que, de momento, são simplesmente destruídas (Costa, 2012).

Tal como referido no início do capítulo, a temperatura média (anual) ambiente considerada nesta validação dos formulários foi a utilizada por Costa (2012), i.e., 16,43°C.

Nas Figuras 54 e 55, são apresentados os diagramas de *Sankey* e de *Grassmann* correspondentes ao estudo realizado.

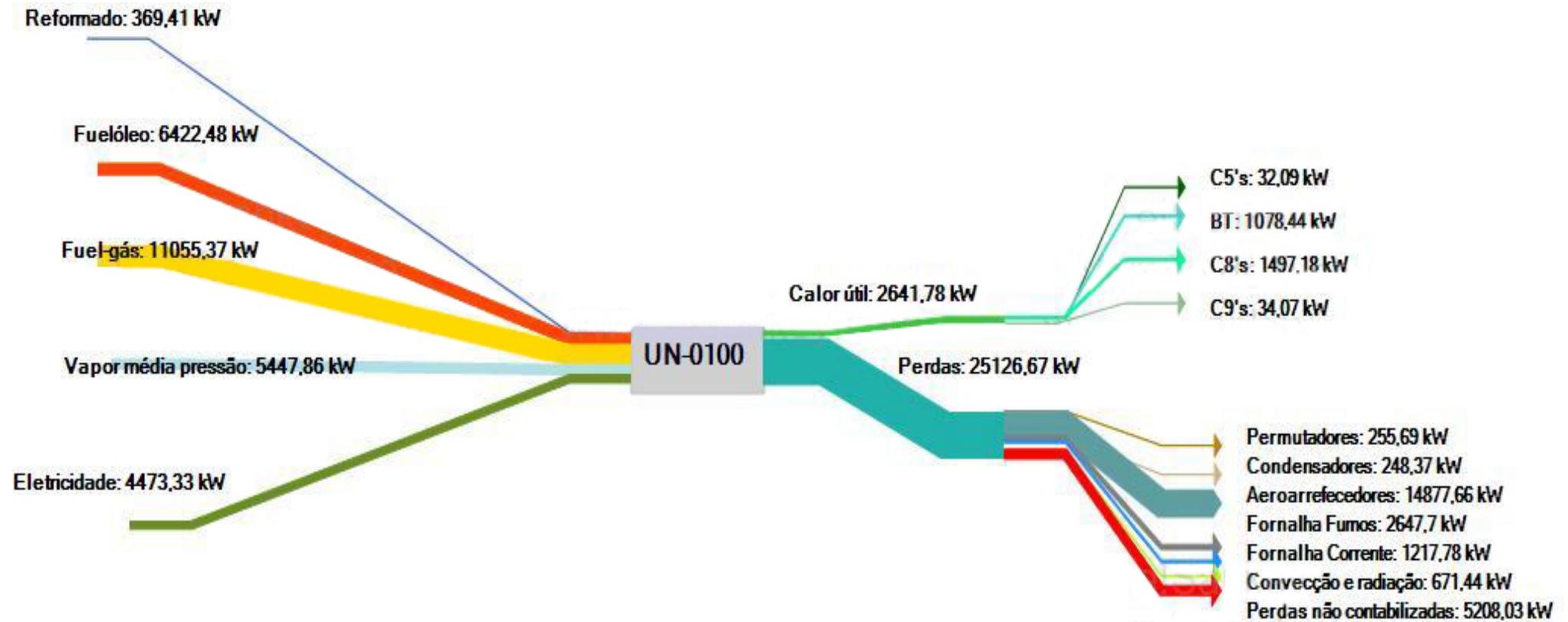


Figura 54. Diagrama de Sankey da Un-0100.

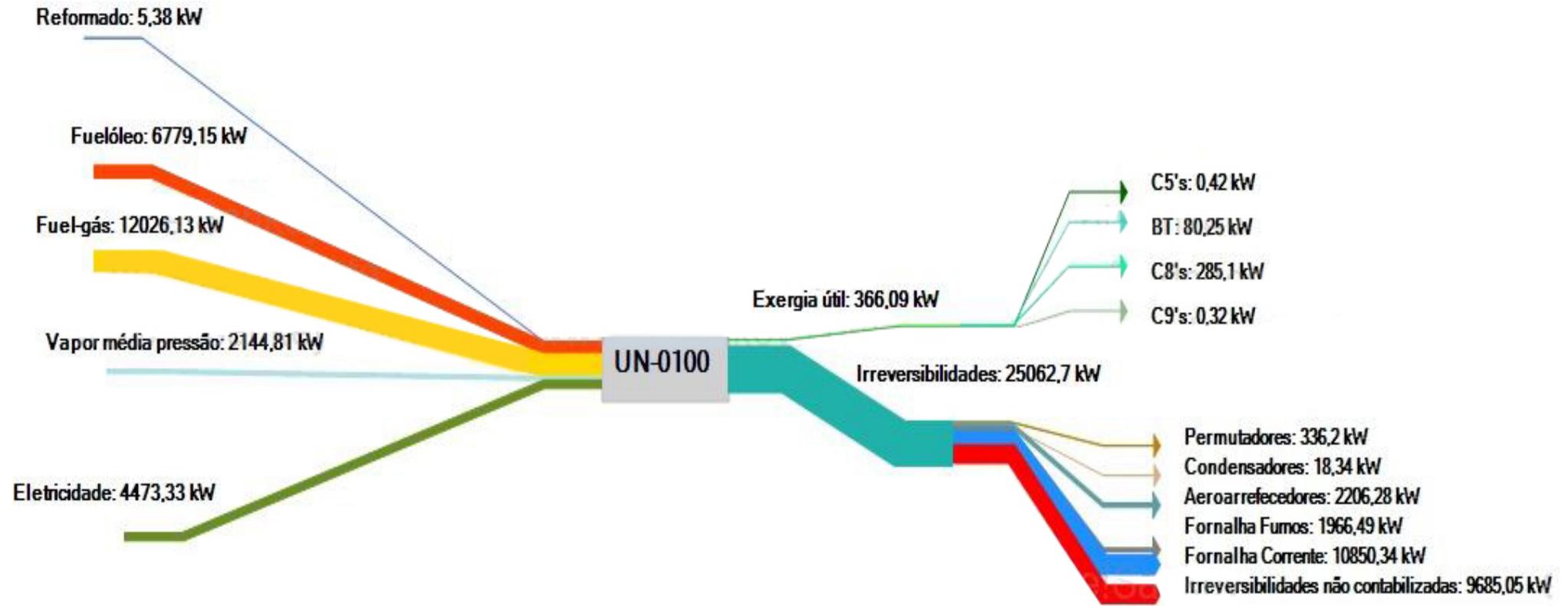


Figura 55. Diagrama de *Grassmann* da Un-0100.

Contudo, no atual estudo, será utilizada a temperatura ambiente de 0 °C, pelo que seguidamente e de um modo resumido, são apresentadas as tabelas dos resultados obtidos com este valor de temperatura ambiente. Refere-se também, que o valor de consumo de eletricidade utilizado por Costa (2012) foi o valor fornecido para o consumo de eletricidade na FAR. No presente trabalho, o consumo de eletricidade é dado por unidade, pelo que a sua representatividade na potência introduzida na Un-0100, é inferior à obtida por Costa (2012). As perdas por radiação e convecção nas colunas foram calculadas com uma temperatura superficial das colunas de 65 °C, superior à utilizada em Costa (2012), 40 °C, por indicação da refinaria.

Tabela 81. Hierarquia das potências introduzidas na Un-0100 para $T_a = 0$ °C.

Hierarquia de potências introduzidas na unidade	
Fonte	Peso relativo (%)
Reformado	4
Fuelóleo	26
Fuel-gás	45
Vapor de média pressão	22
Eletricidade	3
Total	100

Tabela 82. Hierarquia da energia de saída da Un-0100 para $T_a = 0$ °C.

Hierarquia de potências de saída da unidade	
Fonte	Peso relativo (%)
Corte C5's	0
Corte benzeno/tolueno	6
Corte C8's	7
Corte C9's	1
Aeroarrefecedores	60
Condensadores	1
Permutadores	1
Fornalha fumos	11
Fornalha perdas C9's	5
Convecção e radiação	5
Perdas não contabilizadas	4
Total	100

Tabela 83. Hierarquia de perdas energéticas da unidade para $T_a = 0\text{ }^\circ\text{C}$.

Hierarquia de perdas da unidade			
Tipo de equipamento/fonte	Equipamento	Perdas por equipamento	Perdas por tipo de equipamento/fonte
Aeroarrefecedores	E-0105	1,4 %	73 %
	E-0111	2,0 %	
	E-0112	10,3 %	
	E-0115 A	48,1 %	
	E-0115 B	10,6 %	
Condensadores	E-0103	0,3 %	1 %
	E-0118	0,5 %	
	E-0119	0,4 %	
	E-0120	0,0 %	
Permutadores	E-0101	0,5 %	1 %
	E-0109	0,8 %	
Fornalha fumos		13,3 %	13 %
Fornalha perdas C9's		5,6 %	6 %
Convecção e radiação		6,2 %	6 %
Total		100 %	100 %

Tabela 84. Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade para $T_a = 0\text{ }^\circ\text{C}$.

Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade	
Fonte	Distribuição percentual
Reformado	0 %
Fuelóleo	31 %
Fuel-gás	55 %
Vapor de média pressão	11 %
Eletricidade	3 %
Total	100 %

Tabela 85. Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade para $T_a = 0\text{ }^\circ\text{C}$.

Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade	
Fonte	Distribuição percentual
Corte C5's	1 %
Corte benzeno/tolueno	29 %
Corte C8's	69 %
Corte C9's	1 %
Total	100 %

Tabela 86. Hierarquia percentual de irreversibilidades da unidade, para $T_a = 0\text{ }^\circ\text{C}$.

Hierarquia de irreversibilidades da unidade	
Fonte	Irreversibilidades (%)
Exergia de saída das correntes	2
Aeroarrefecedores	11
Condensadores	0
Permutadores	1
Fornalha fumos	6
Fornalha combustão	50
Irreversibilidades não contabilizadas	29
Total	100

Foi também determinado o rendimento exergético racional, tal como definido pela equação (4.17.2), cujo valor é 2,1 %, comparativamente aos 2,3 % de rendimento exergético.

Na Tabela 87, é apresentada a hierarquia das irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis de melhorias, tendo por base o conceito de rendimento exergético racional. Desta forma, é eliminado o efeito das exergias químicas das correntes processuais que são, por vezes, muito elevadas comparativamente às exergias do calor e trabalho fornecidas à unidade, e que podem mascarar o efeito das irreversibilidades no rendimento exergético.

Tabela 87. Hierarquia de irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis a melhorias.

Hierarquia de irreversibilidades da unidade			
Tipo de equipamento/fonte	Equipamento	Irreversibilidades por equipamento	Irreversibilidades por fontes
Aeroarrefecedores	E-0105	0,31 %	16 %
	E-0111	0,55 %	
	E-0112	1,09 %	
	E-0115 A	11,96 %	
	E-0115 B	2,36 %	
Condensadores	E-0103	0,05 %	0 %
	E-0118	0,06 %	
	E-0119	0,10 %	
	E-0120	0,00 %	
Permutadores	E-0101	0,68 %	2 %
	E-0109	1,36 %	
Fornalha	Combustão	72,40 %	72 %
	Fumos	9,08 %	9 %
Total		100%	100%

Da análise das tabelas, constata-se o que é lógico, a escolha da temperatura ambiente, para a análise global da unidade, não traz alterações, chegando-se às mesmas conclusões. Os valores apresentados nas tabelas anteriores, (Tabela 61 à 87), serão utilizados posteriormente para a análise do desempenho global da FAR.

Resumo da análise energética e exergética da Un-0100

A análise energética e exergética da Un-0100 permitiu chegar-se a valores de rendimento energético e exergético de 13,4 % e 2,3 %, respetivamente. O rendimento exergético racional foi de 2,1 %

Estes valores são bastante baixos, nomeadamente no que diz respeito ao rendimento exergético, o que demonstra um elevado potencial de melhoria de desempenho energético.

Da análise das Figuras 56 e 57, que representam os diagramas de *Sankey* e de *Grassmann* da Un-0100, pode-se verificar que o grupo de equipamentos que se destacou com maiores perdas energéticas foram os aeroarrefecedores, com 59,9 % das perdas globais verificadas nesta unidade e que representam 11,2 % das irreversibilidades contabilizadas na unidade. Deste grupo de equipamentos, o equipamento com maior potencial de melhoria de desempenho é o E-0115A/B, já que representa 81 % das perdas energéticas ou 88 % das irreversibilidades verificadas nos aeroarrefecedores. Este acréscimo entre os 81 % das perdas energéticas e os 88 % das perdas exergéticas explica-se porque a energia térmica aqui rejeitada tem uma temperatura razoavelmente elevada, cerca de 144 °C.

A fornalha H-0101 destaca-se sobretudo pelas elevadas irreversibilidades, que representam 56,3 % das irreversibilidades contabilizadas na unidade. Daqui se conclui que será um equipamento em que se justifica intervir. As perdas não contabilizadas constituem 4 % da energia introduzida, e as irreversibilidades não contabilizadas constituem 28,6 % da exergia introduzida na unidade.

A refinaria, com vista à dissecação destas perdas e irreversibilidades não contabilizadas, deverá proceder à análise da composição dos caudais de fundo das colunas AS(T)-0101 e AS(T)-0102. Deverá também, na coluna AS(T)-0101, realizar medições com vista à quantificação dos caudais de fundo que são revaporizados no revaporizador E-0104 e no permutador de vapor E-0102, bem como das respetivas temperaturas de entrada e de saída da coluna dos mesmos caudais. Situação idêntica ocorre na coluna AS(T)-0102, onde também deverão ser realizadas análises às composições mássicas do seu caudal de fundo. Os caudais de fundo da AS(T)-0102

deverão ainda ser medidos bem como as temperaturas a que estes entram e saem da mesma para o revaporizador E-0107 e para o permutador de vapor E-0108.

No permutador E-0110 terão de ser efetuadas medições de caudal e de temperaturas de entrada e saída do corte de C9's, o mesmo acontecendo no condensador E-0117 de onde também não são conhecidos quaisquer valores.

É conveniente que sejam medidas as temperaturas de entrada e saída dos aero-arrefecedores o mais próximo possível destes para que a contabilização das suas perdas seja o mais fidedigna possível.

Na fornalha deverão ser corretamente medidos os caudais de C9's, uma vez que todas as informações que foram fornecidas pela refinaria não eram condizentes com os valores de rendimento anunciados para a fornalha.

É aconselhável ainda serem efetuadas análises mais detalhadas às composições das diversas correntes que circulam na unidade para que se conheçam detalhadamente os compostos constituintes dos não aromáticos.

As perdas caloríficas por convecção e condução nas colunas de destilação apresentam valores significativos, representando 5 % da energia introduzida na unidade, e por isso deverão ser medidas as temperaturas superficiais das mesmas em diversos pontos para que a sua contabilização seja também mais fidedigna.

Nas Figuras 56 e 57 apresentam-se novamente os diagramas de Sankey e de Grassmann, agora tendo por base uma temperatura ambiente de referência de 0 °C.

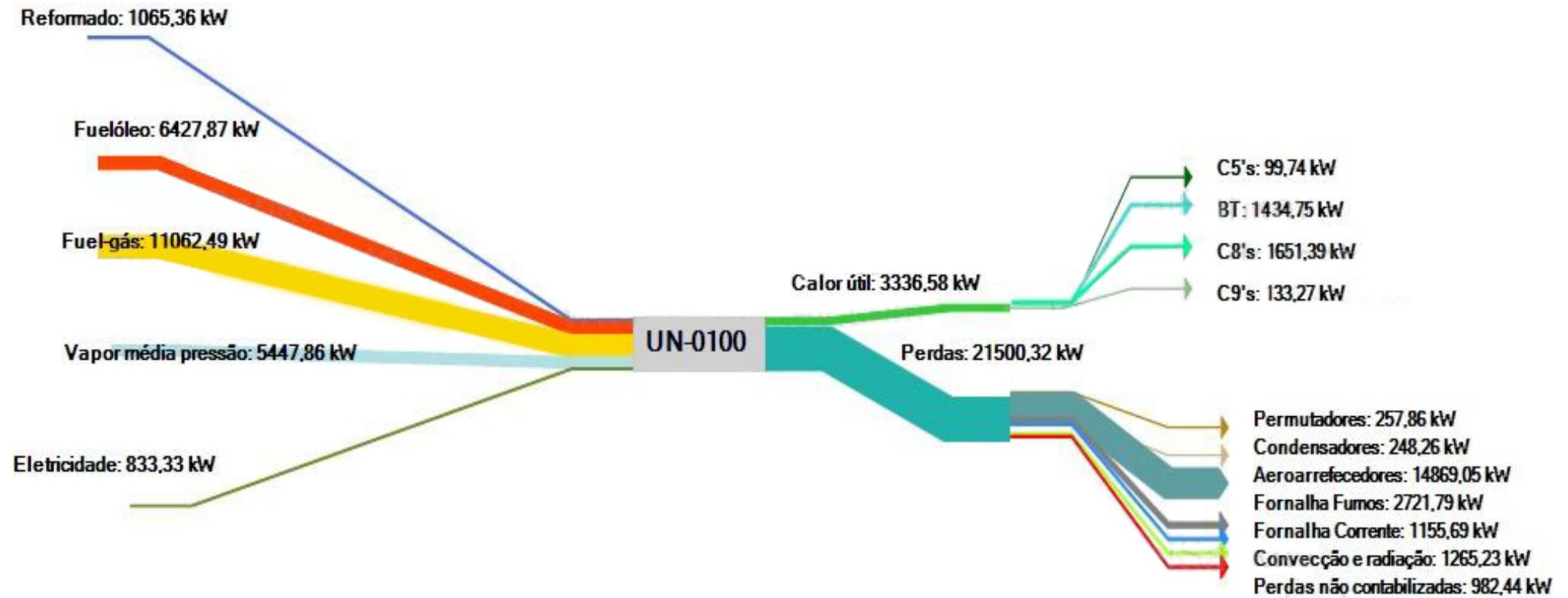


Figura 56. Diagrama de Sankey da Un-0100.

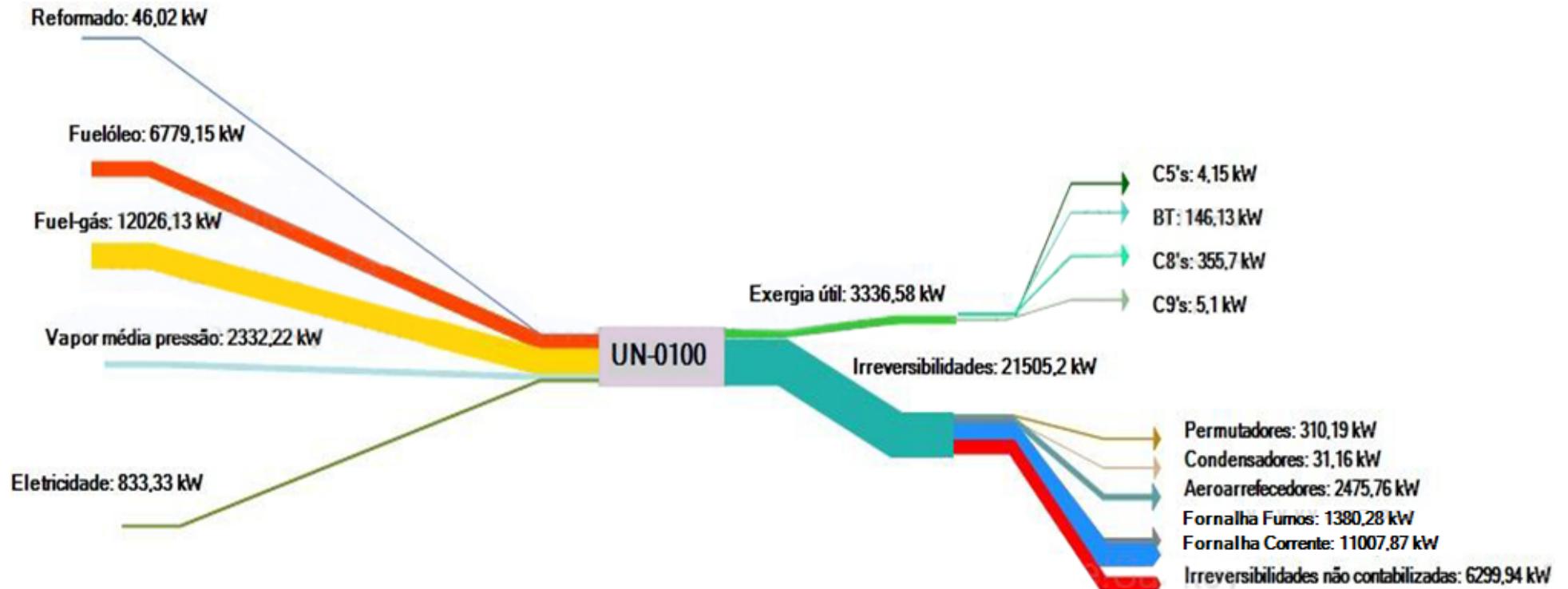


Figura 57. Diagrama de Grassmann da Un-0100.

7. Balanços energético e exergético da Unidade 0200 (Un-0200)

Neste capítulo, faz-se a análise energética e exergética da Unidade 0200 da Fábrica de Aromáticos. Torna-se, no entanto, conveniente fazer uma breve descrição da Unidade 0200 e contextualizá-la na Fábrica de Aromáticos, de forma a melhor perceber a importância deste processo.

7.1. Unidade Arosolvan

A Unidade 0200 está projetada para produzir benzeno e tolueno (BT) de alta pureza, a partir de um corte de BT pré-destilado, sendo que no caso da Fábrica de Aromáticos em estudo, essa corrente de BT pré-destilado é proveniente da coluna AS(T)-0102, da Unidade 0100. A Unidade 0200 é constituída por uma secção de extração de aromáticos e uma secção de destilação BT. A extração de aromáticos é baseada no processo Arosolvan, composto pelo extrator, coluna de reciclo de extrato, coluna de recuperação de solvente e coluna de destilação de água, Figuras 58 e 59.

O processo é baseado na extração líquido-líquido e utiliza como solvente uma mistura de N-metilpirrolidona (NMP) e mono-etileno glicol (MEG). Saem dois produtos da unidade Arosolvan:

- Refinado contendo os não-aromáticos;
- Extrato contendo os aromáticos.

O refinado é enviado, ou para o "pool" de gasolinas após mistura com o produto de topo do despentanizador AS(T)-0101, ou para a Unidade de Solventes (0500) para posterior tratamento. O extrato passa através da coluna de tratamento por argila a baixa temperatura e é separado em benzeno e tolueno puros na destilação BT subsequente.

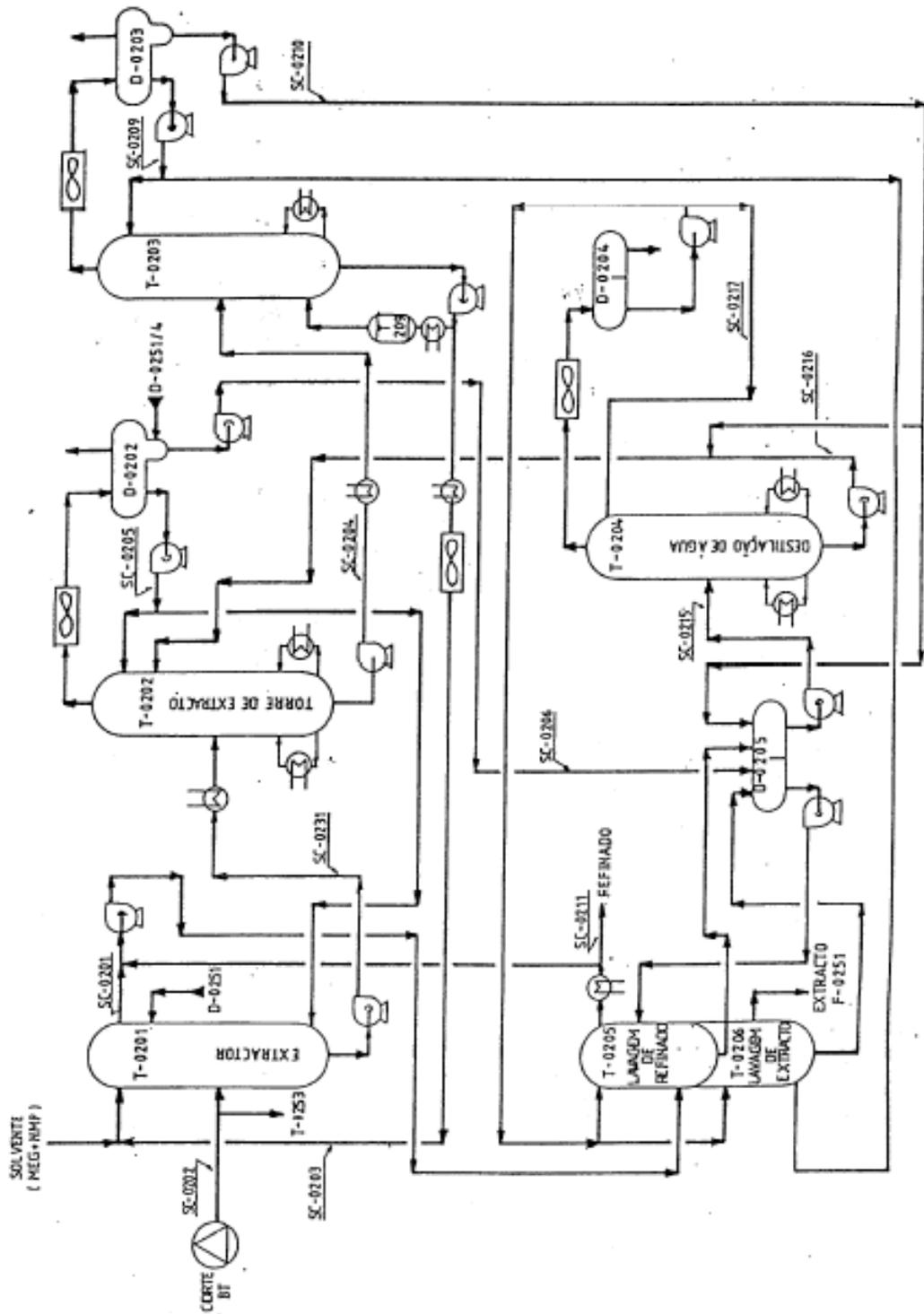


Figura 58. Representação da Un-0200 (Galp Energia, 2007).

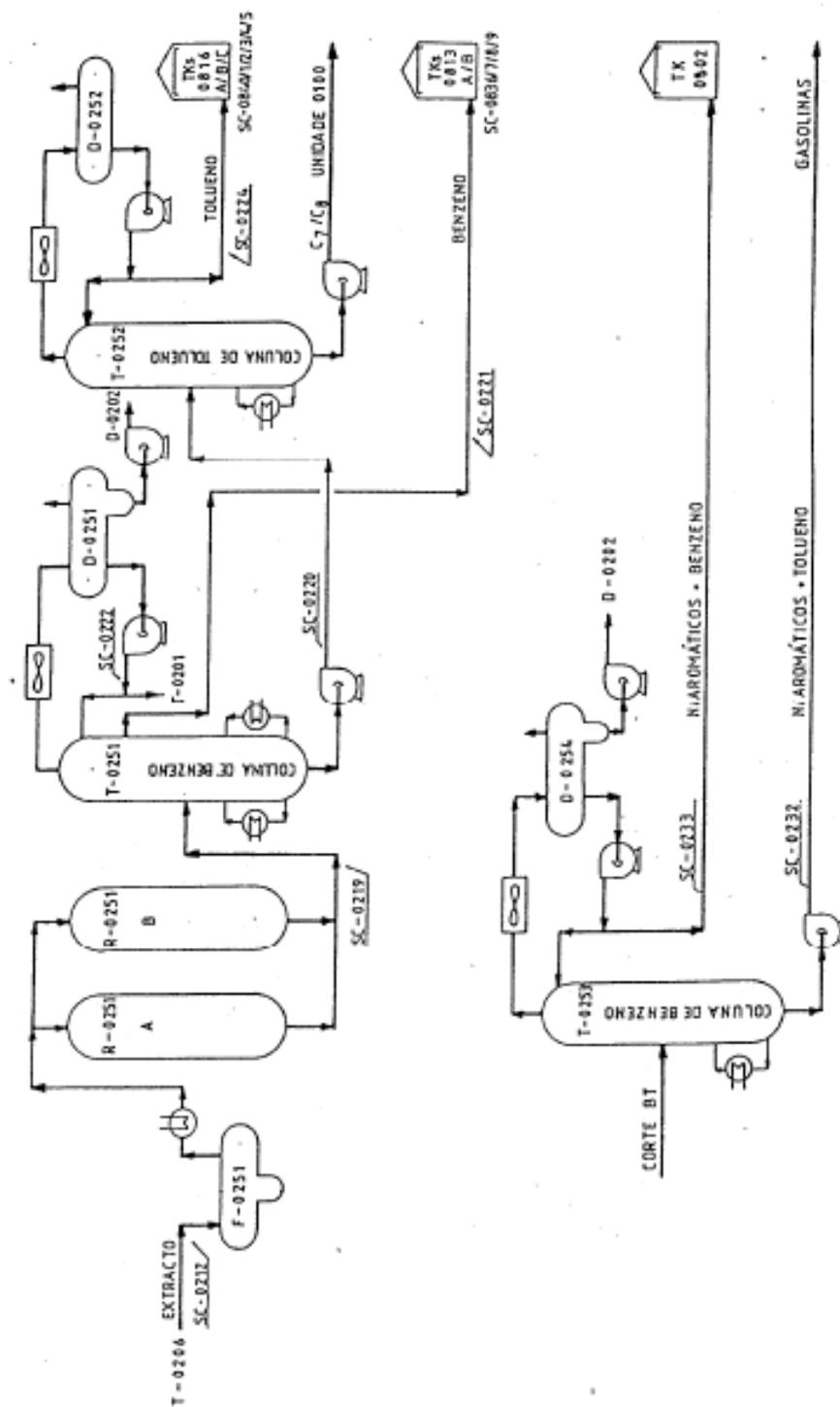


Figura 59. Representação da Un-0200 (Galp Energia, 2007).

7.1.1. Colunas de Destilação

AS(T)-0201 – Extrator

O extrator Arosolvan, Figura 58, é um extrator em andares, no qual as fases pesada e leves são misturadas em bombas misturadoras ligadas externamente a cada andar. A fase pesada é dispersa na fase leve e a dispersão é então transferida da zona de mistura para a torre de extrato, AS(T)-0202, por forma a dar-se a separação completa.

A aplicação de espiras de aço-inoxidável e o uso de um solvente altamente seletivo com alta solubilidade para aromáticos, reduzem o tempo de separação da dispersão. Entram no extrator três correntes diferentes:

- O solvente pobre entra no extrator pelo topo;
- A alimentação é introduzida a meio do extrator;
- O reciclo de extrato é bombado para o andar inferior do extrator.

As entradas destas correntes são feitas nas linhas de admissão das bombas misturadoras correspondentes. Deixam o extrator, duas correntes diferentes:

- Refinado (fase leve) que sai pelo topo;
- Solvente rico (fase extrato ou fase pesada) que sai pelo fundo do extrator.

Dentro do extrator há três correntes diferentes a considerar:

- A fase pesada, fluindo por ação da gravidade, do topo para o fundo do extrator;
- A fase leve circulante, que é normalmente do mesmo volume que a fase pesada ou ligeiramente maior, é misturada com a fase pesada na bomba misturadora, depois bombeada para o extrator e, depois de separada da dispersão, é de novo misturada com a fase pesada na mesma bomba misturadora;
- O refinado que flui para o andar imediatamente superior, depois de ter estado em contacto com a fase pesada em cada andar, é somente uma pequena parte da fase leve circulante.

Ao deixar o topo do extrator, a fase leve sai essencialmente livre de todos os aromáticos. O refinado sobe através de cada andar por diferença de densidade (Galp Energia, 2007), ou seja por convecção natural.

AS(T)-0202 – Coluna de Reciclo de Extrato

Na coluna de reciclo de extrato, Figura 58, a fase do extrato é libertada do reciclo de extrato por destilação extrativa. O reciclo de extrato é removido pelo topo, sendo uma parte reenviada para o topo da coluna como refluxo e outra parte devolvida ao extrator onde, como anti-solvente, evita a absorção de não-aromáticos pesados, os quais não podem ser removidos do solvente na coluna de reciclo de extrato.

A fase pesada é retirada do fundo do extrator pela bomba PP(P)-0201A/S e, após aquecimento no permutador TT(E)-0207, com solvente quente fluindo em contra-corrente, é enviada para o prato 40 da coluna de reciclo de extrato AS(T)-0202. O produto de topo da coluna de reciclo de extrato consiste em não-aromáticos, benzeno e tolueno dissolvidos no extrato e alguma água. Os vapores de topo são condensados no condensador TA(E)-0216, sendo este condensado enviado para o acumulador de refluxo MS(D)-0202. A água é separada na bota deste acumulador e enviada pela bomba PP(P)-0210A/S, para a coluna de lavagem AS(T)-0205, através do acumulador MS(D)-0205. A fase leve do refluxo da coluna de reciclo de extrato é fornecida, pela bomba PP(P)- 0209A/S, uma parte como refluxo para a coluna e outra parte como reciclo de extrato para o andar inferior do extrator AS(T)-0201. O aquecimento da coluna de reciclo de extrato é feito pelos permutadores de calor TT(E)-0208A/B, aquecidos com solvente quente, e pelo revaporizador TT(E)-0202.

O produto de fundo da coluna de reciclo de extrato, que consiste em solvente e aromáticos, vai alimentar a coluna de recuperação do solvente AS(T)-0203.

AS(T)-0203 – Coluna de Recuperação de Solvente

Na coluna de recuperação do solvente AS(T)-0203 os aromáticos são separados do solvente (Figura 58).

Os aromáticos são removidos pelo topo juntamente com uma pequena quantidade de glicol (saturados com glicol, dependendo da temperatura de subarrefecimento). O produto de fundo da coluna de reciclo de extrato está isento de não-aromáticos e é composto por solvente e aromáticos. A bomba PP(P)-0202A/S, envia o produto de fundo através do permutador de calor TT(E)-0204 para a coluna de recuperação do solvente AS(T)-0203, que opera em vácuo.

O produto de topo da coluna de recuperação do solvente consiste em aromáticos e algum glicol. Os vapores são condensados no condensador TA(E)-0217, sendo o condensado enviado para o acumulador de refluxo MS(D)-0203, onde o glicol é separado como fase pesada e enviado, pela bomba PP(P)-0212A/S, para o prato 45 da coluna de reciclo de extrato AS(T)-

0202. Os aromáticos são recuperados como fase leve e enviados pela bomba PP(P)-0211A/S, uma parte, como refluxo, para o topo da coluna e outra para a admissão da bomba misturadora inferior da coluna de lavagem de extracto AS(T)- 0206.

O produto de fundo, consistindo em solvente, é devolvido ao extrator após cedência de calor.

A coluna de recuperação do solvente é aquecida por vapor nos revaporizadores TT(E)-0203A/B. O vácuo necessário para a coluna de recuperação do solvente AS(T)-0203 é produzido pela bomba de vácuo PV(P)-0216B/S (Galp Energia, 2007).

AS(T)-0205 – Coluna de Lavagem de Refinado

Os não-aromáticos deixam o topo do extrator como fase leve (refinado) e são enviados pela bomba PP(P)-0208A/S para a admissão da bomba misturadora inferior PP(P)-0205 do andar nº 1 da coluna de lavagem de seis andares AS(T)-0205 (Figura 58). As colunas de lavagem AS(T)-0205 e AS(T)-0206 são duas colunas separadas numa mesma unidade. Também operam de acordo com o princípio misturador-decantador e estão cheias com espiras de aço inoxidável para possibilitar uma grande velocidade de separação nas câmaras. Na coluna de lavagem AS(T)-0205, os não aromáticos são libertos numa pequena quantidade de NMP dissolvida, por lavagem com:

- Água de lavagem contendo algum glicol, recolhida no acumulador MS(D)-0205A e bombada pela bomba PP(P)-0215A/S para a admissão da bomba misturadora do andar nº 4;
- Água pura.

Os não aromáticos saem pelo topo da coluna de lavagem sendo enviados diretamente para a armazenagem e para a Unidade 0500. A água de lavagem carregada de NMP sai pelo fundo da coluna de lavagem e é enviada para a coluna de destilação de água AS(T)-0204, através do acumulador MS(D)-0205B.

Para uma operação correta é importante que a coluna de lavagem seja alimentada com uma carga constante. Para isso, foi montado um sistema de controlo que, no caso de variações no caudal do refinado que sai do extrator, devolve em retorno o excedente de refinado (Galp Energia, 2007).

AS(T)-0206 – Coluna de Lavagem de Extrato

O último passo para a purificação da fase extrato tem lugar na coluna de lavagem de extrato AS(T)-0206, onde o glicol, dissolvido nos aromáticos, é removido por lavagem com água. Sendo similar à coluna de lavagem de refinado AS(T)-0205, a coluna de lavagem de extrato também opera no sistema misturador-decantador, Figura 59.

O extrato contendo glicol é enviado pela bomba PP(P)-0211A/S para a admissão da bomba misturadora inferior, PP(P)-0206, da coluna de lavagem AS(T)-0206.

Os aromáticos lavados são removidos pelo topo e enviados para a coluna de argila AR(R)-0251A/B (Figura 59). Água pura de lavagem é enviada para o andar superior da coluna de lavagem de extrato. A água de lavagem carregada de glicol sai pelo fundo da coluna de lavagem e depois de ter passado pelo acumulador MS(D)-0205A, é utilizada como água de lavagem na coluna de lavagem de refinado AS(T)-0205 (Galp Energia, 2007).

AR (R) - 0251 A/B – Tratamento do extrato com argila

A finalidade do Sistema de Tratamento com Argila é remover os pequenos vestígios de diolefinas e de não-aromáticos insaturados que permanecem no extrato e podem fazer com que o benzeno produzido na Secção de Destilação esteja fora de especificações no teste de cor de lavagem ácida. Esta remoção é efetuada passando a alimentação da coluna de benzeno, após pré-aquecimento, através dum leito de argila Filtrol 24. Esta argila atua como catalisador que provoca a polimerização das impurezas não saturadas, formando compostos mais pesados que abandonam o sistema através da corrente C8 do fundo da coluna de tolueno AS(T)-0252, Figura 59. Os aromáticos que saem da coluna de lavagem de extrato AS(T)-0206, passam pelo coalescedor, onde as gotas de água arrastadas se separam. O sistema consiste em duas colunas idênticas, A e B, uma das quais está em linha enquanto a outra é descarregada/recarregada ou está de reserva. Também pode ser utilizada para tratamento do refinado da Unidade 0500 para produção de hexano.

A alimentação da coluna de benzeno, depois de pré-aquecida nos permutadores de calor TT(E)-0255, TT(E)-0259, TT(E)-0261 e TT(E)-0253, entra no topo da Coluna de Argila, através duma tubagem de distribuição. O produto tratado, sai pela base da coluna e sob controlo de caudal, vai alimentar a coluna de benzeno AS(T)-0251 ou a coluna de benzeno AS(T)-0253.

AS(T)-0251 – Coluna de Destilação de Benzeno

A mistura de aromáticos de benzeno/tolueno (BT), extraída e tratada com argila é introduzida no prato 24 da coluna de destilação de benzeno AS(T)-0251. O produto de topo é condensado no aeroarrefecedor TA(E)-0252, recolhido no acumulador de refluxo MS(D)-0251 e retorna ao topo da coluna pela bomba PP(P)-0253A/S. Consoante a pureza de benzeno requerida, algum condensado de topo pode ser devolvido ao extrator Arosolvan AS(T)-0201, para admissão no

andar 19 da PP(P)-0207D, ou enviada para o acumulador MS(D)-0202.

A alimentação de extrato para a coluna contém água proveniente da bota do acumulador de refluxo. Em vez de descarregar esta pequena quantidade de água para o dreno, o que poderia causar alguns problemas de poluição, a água é reenviada para processo pela bomba PP(P)-0254 para o acumulador de refluxo MS(D)-0202 da coluna de reciclo de extrato.

O benzeno puro é retirado do prato 55 da Coluna AS(T)-0251, bombado para armazenagem pela bomba PP(P)-0255A/S e arrefecido até às condições de armazenagem nos TT(E)-0255 e TP(E)-0256.

O aquecimento da coluna de benzeno é feito, parte pelo solvente quente da secção de extração, o revaporizador TT(E)-0254, e outra parte por vapor no revaporizador TT(E)- 0251, Figura 59.

AS(T)-0252 – Coluna de Destilação de Tolueno

O produto de fundo da coluna de benzeno AS(T)-0251, contendo tolueno e pequenas quantidades de aromáticos C8 e polímeros, é introduzido pela bomba PP(P)-0251A/S no prato 25 da coluna de tolueno AS(T)-0252, Figura 59.

O tolueno é recuperado pelo topo. Depois de condensado no aeroarrefecedor TA(E)-0264 é recolhido no acumulador de refluxo MS(D)-0252. Após arrefecimento até à temperatura de armazenagem no permutador de calor TT(E)-0259 e no arrefecedor TT(E)-0260, é enviado para armazenagem pela bomba PP(P)-0256A/S.

O produto de fundo, aromáticos C8 e pequenas quantidades de tolueno e polímeros, é enviado pela bomba PP(P)-0252A/S para a alimentação da coluna de corte BT AS(T)-0102 ou para armazenagem, após arrefecimento nos TP(E)-0261 e TP(E)-0262 (Galp Energia, 2007).

AS(T)-0253 – Nova Coluna de Destilação de Benzeno

A mistura de benzeno e tolueno (corrente BT) é introduzida na nova coluna de destilação de benzeno AS(T)-0253, num dos pratos 24, 29 ou 34. O melhor ponto de alimentação depende da composição da alimentação. O produto de topo é condensado no aeroarrefecedor TA(E)-0268 e recolhido no acumulador de refluxo MS(D)-0254.

O controlo de pressão no acumulador MS(D)-0254, garante que os não condensados são descarregados para a tocha via condensador TT(E)-0266 e que as perdas de pressão sejam compensadas pela introdução de azoto. Os componentes leves que se acumulam no topo e que afetam a qualidade do corte lateral de benzeno, podem ser removidos por retorno duma parte do refluxo para o extrator Arosolvan AS(T)-0201 ou para o acumulador MS(D)-0202 através da

válvula de controlo FICV-0258. A água transportada na corrente de BT, proveniente da coluna de lavagem na secção Arosolvan, é recolhida na bota do acumulador de refluxo MS(D)-0254. O benzeno puro é retirado do prato 55 da coluna AS(T)-0253 e bombado para armazenagem pela bomba PP(P)-0255B. A bomba de benzeno PP(P)-0255S está ligada como reserva. O corte lateral é arrefecido até à temperatura de armazenagem no novo arrefecedor de saída da coluna de benzeno TT(E)-0267.

O produto de fundo da AS(T)-0253, contendo tolueno e pequenas quantidades de C8 aromáticos, é bombado pela bomba de fundo da coluna de benzeno PP(P)-0251B, juntando-se à corrente de fundo da coluna de benzeno AS(T)-0251, sendo esta mistura enviada para a coluna de tolueno AS(T)-0252. Para o caso da unidade operar na configuração de baixa produção de tolueno, há uma linha de "bypass" de caudal mínimo da descarga da PP(P)-0251B para o fundo da AS(T)-0253, de forma a evitar o sobreaquecimento da bomba do fundo. A bomba de fundo da coluna de benzeno, PP(P)-0251A, é a reserva da PP(P)-0251B.

O calor para a coluna de benzeno AS(T)-0253 é fornecido por vapor no revaporizador TT(E)-0265 (Galp Energia, 2007).

7.1.2. Correntes processuais

Na unidade Arosolvan circulam seis correntes principais de composições distintas. A alimentação da unidade é feita através da corrente de benzeno e tolueno, proveniente do topo da coluna AS(T)-0102, Figura 60, e como produtos são obtidos um corte de refinado que será encaminhado para a Unidade 0500, um corte de benzeno com pureza de 99 %, um corte de tolueno com pureza de 99 % e um corte de tolgás (produto de fundo da coluna AS(T)-0252, consistindo em aromáticos C8 e pequenas quantidades de tolueno e polímero).

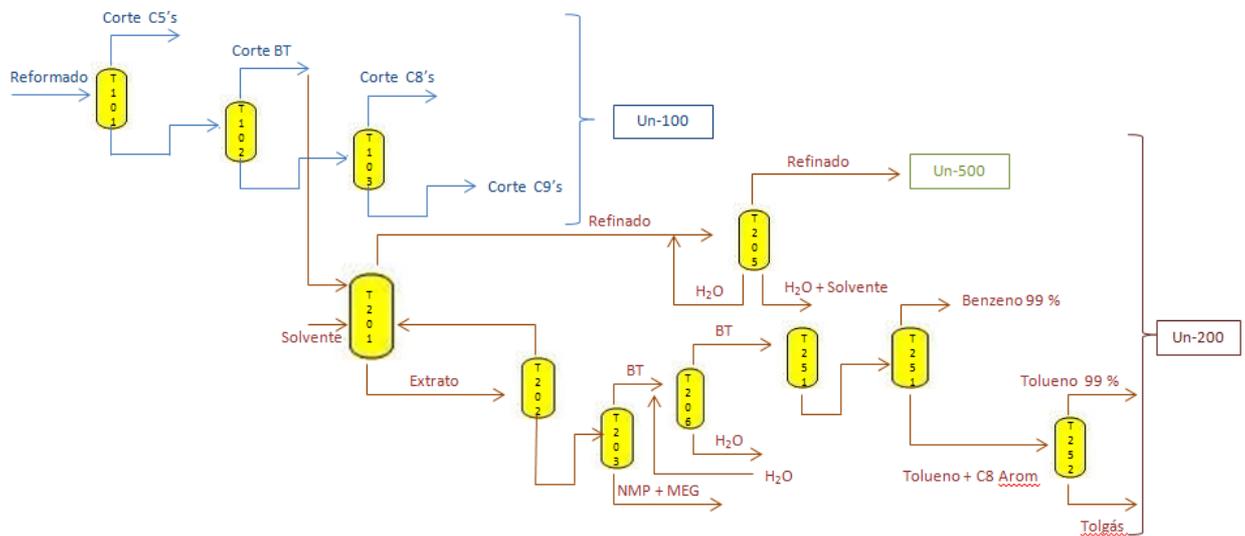


Figura 60. Representação da interação entre a Unidade 0100 e Unidade 0200.

Corte de benzeno/tolueno (Alimentação)

A alimentação, corte BT da Unidade 0100, é enviada sob controlo de caudal a 60 °C para o 8º andar do extrator de vinte e quatro andares, AS(T)-0201. A composição desta corrente de benzeno e tolueno está definida na Tabela 88.

Tabela 88. Composição mássica do corte benzeno/tolueno.

Composição do corte BT	
Composto	Média anual da fração mássica
Não-aromáticos (hexano)	46,5 %
Benzeno	13,0 %
Tolueno	40,5 %

Valores das temperaturas do corte benzeno e tolueno à entrada da coluna AS(T)-0201, bem como do seu caudal, podem ser consultados na Tabela 89.

Tabela 89. Temperaturas e caudal da corrente benzeno/tolueno.

Temperaturas do corte benzeno/tolueno	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura topo AS(T)-0102	TI0123	89,9	363,1
Temperatura saída E-0112 / entrada E-0111	TIC0102_PV	81,7	354,9
Temperatura saída E-0111	TIC0126_PV	64,2	337,4
Temperatura corte BT à entrada da AS(T)-0201	TIC0206_PV	62,25	335,40
Caudais do corte benzeno/tolueno		(t/d)	(kg/s)
Caudal total topo AS(T)-0102		2786	32,24
Caudal corte benzeno/tolueno	FQd0202	983,39	11,38

Corte de solvente (Alimentação)

O solvente consiste numa mistura de cerca de 62 % em peso de N-metilpirrolidona (NMP) e 38 % em peso de mono-etileno glicol (MEG), e é alimentado no topo do extrator descendo como fase pesada em contracorrente com a fase leve. O extrator opera a 60 °C e a uma pressão próxima da atmosférica.

O caudal de circulação do solvente é o fator dominante no dimensionamento e operação da unidade. O solvente de alta pureza é enviado para o topo do extrator, onde fica carregado de aromáticos contidos na alimentação. Depois de passar através da coluna de reciclo de extrato, o solvente é recuperado no fundo da coluna de recuperação do solvente como solvente puro. O solvente é de seguida enviado ao extrator AS(T)-0201, depois de arrefecer e fornecer energia calorífica ao processo nos seguintes permutadores de calor:

- TT(E)-0208A/B (Revaporizadores da coluna de reciclo de extrato AS(T)-0202);
- TT(E)-0254 (Revaporizador da coluna de benzeno AS(T)-0251);
- TT(E)-0253 (Pré-aquecedor da coluna de argila);
- TT(E)-0207A/B (Pré-aquecedores da alimentação da coluna de reciclo de extrato AS(T)-0202);
- TT(E)-0206 (Pré-aquecedor da alimentação do extrator AS(T)-0201);
- TA(E)-0215 (Arrefecedor de solvente).

O solvente contido no refinado e nos aromáticos é recuperado por lavagem com água nas colunas de lavagem. Esta água rica em solvente é depois tratada na coluna de destilação de água AS(T)-0204, onde o solvente é recuperado no fundo da coluna e donde é devolvido, através da coluna de reciclo de extrato, para o ciclo de solvente. A composição mássica do solvente está apresentada na Tabela 90.

Tabela 90. Composição mássica do solvente.

Composição do solvente	
Composto	Média anual da fração mássica
NMP	58 %
MEG	39 %
Propilbenzeno	3 %

Valores das temperatura da corrente de solvente à entrada da coluna AS(T)-0201, bem como do seu caudal, podem ser consultados na Tabela 91.

Tabela 91. Temperaturas e caudal do solvente à entrada da AS(T)-0201.

Temperatura do solvente	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura Solvente à entrada da AS(T)-0201	Ti0206	17,68	290,83
Caudal do solvente		(t/d)	(kg/s)
Caudal Total	-	3382,00	39,14

Refere-se, no entanto, que esta corrente não será contemplada no balanço energético e exergético, uma vez que esta corrente está em circulação na unidade em circuito fechado.

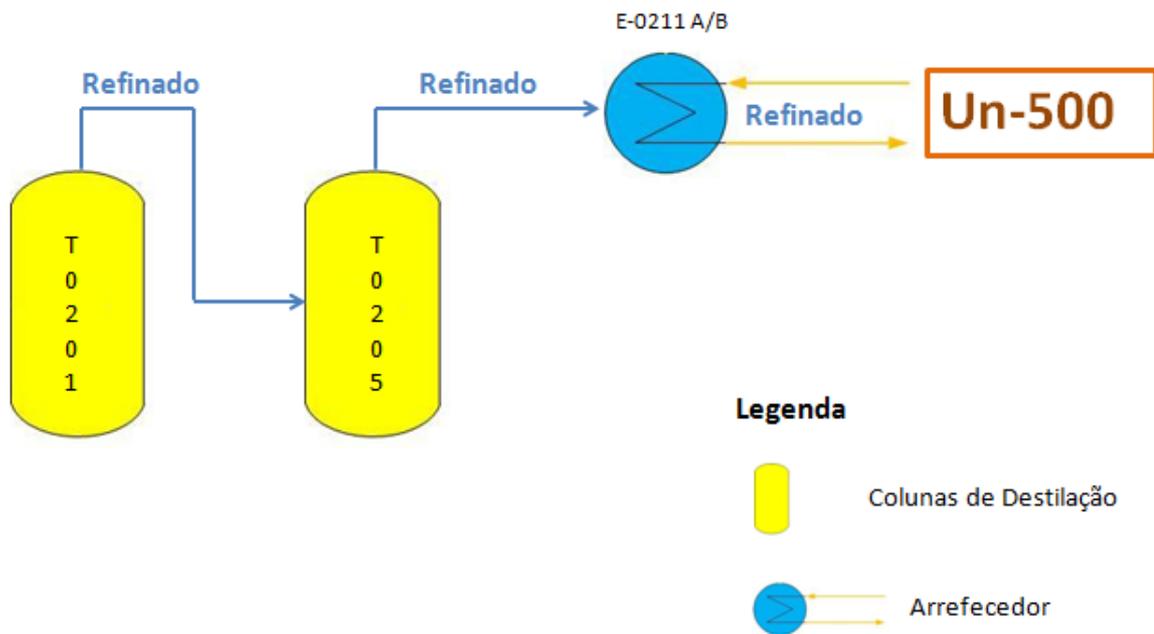
Corte de refinado

Os não-aromáticos deixam o topo do extrator como fase leve (refinado) e são enviados pela bomba PP(P)-0208A/S para admissão na bomba misturadora inferior PP(P)-0205 do 1º andar da coluna de lavagem de seis andares AS(T)-0205.

Os não-aromáticos saem pelo topo da coluna de lavagem sendo enviados diretamente para armazenagem e para a Unidade 0500, passando para tal, pelo arrefecedor E-0211 A/B, Figura 61. A composição mássica do refinado é apresentada na Tabela 92.

Tabela 92. Composição mássica do refinado.

Composição do corte de refinado	
Composto	Média anual da fração mássica
Benzeno	40,0 %
Heptano	59,9 %
Tolueno	0,1 %

**Figura 61.** Representação do percurso do refinado até à Unidade 0500.**Tabela 93.** Temperaturas e caudais da corrente de refinado.

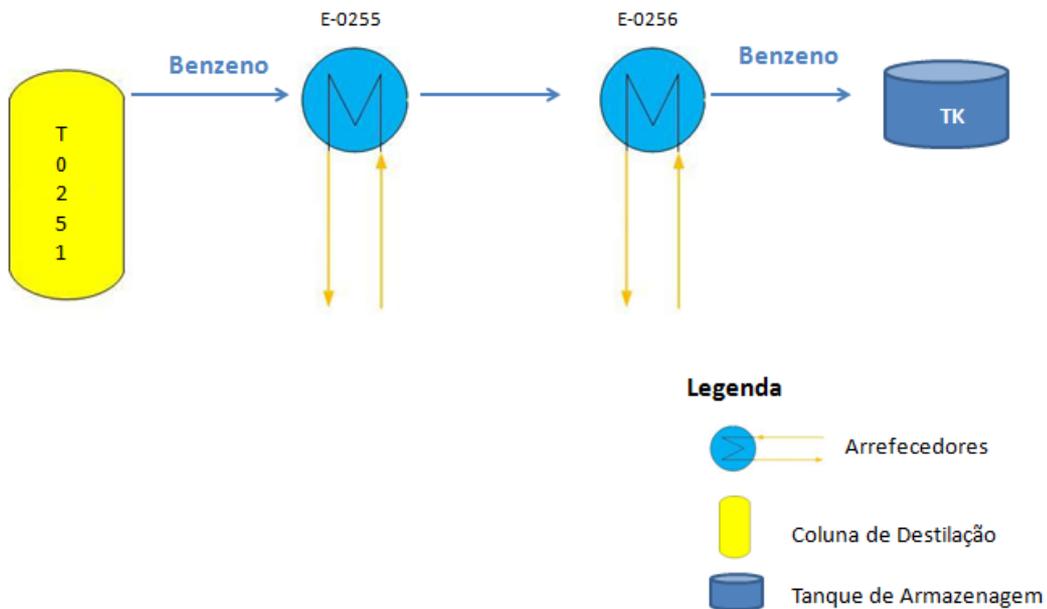
Temperatura do corte de refinado – Un-0500	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura saída E-0211 A/B	Ti0230	35,67	308,82
Caudal do corte de refinado – Un-0500		(t/d)	(kg/s)
Caudal Total de Refinado	FQd0216	474,52	5,49

Corte de benzeno

O benzeno puro, Tabela 94, é retirado do prato 55 da coluna AS(T)-0251, bombado para armazenagem pela bomba PP(P)-0255A/S e arrefecido até às condições de armazenagem nos TT(E)-0255 e TP(E)-0256 (Galp Energia, 2007), Figura 62.

Tabela 94. Composição mássica do corte de benzeno.

Composição do corte de benzeno	
Composto	Média anual da fração mássica
Benzeno	99,9 %
Hexano	0,05 %
Heptano	0,05 %

**Figura 62.** Representação do percurso do benzeno para armazenagem.

Foi posteriormente referido pela refinaria, que o arrefecedor E-0256 não está em funcionamento, pelo que não serão referidas as temperaturas associadas a este equipamento.

Os valores médios anuais das temperaturas e do caudal do corte de benzeno podem ser consultados na Tabela 95.

Tabela 95. Temperaturas e caudais do corte de benzeno.

Temperaturas do corte de benzeno	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura Prato 55 AS(T)-0251/ Temperatura entrada E-0255	Ti0242	15,39	288,54
Temperatura saída E-0255	-	30,12	303,27
Caudal do corte de benzeno		(t/d)	(kg/s)
Caudal corte benzeno	FQd0234	132,92	1,54

Corte de Tolueno

O tolueno é recuperado pelo topo da coluna AS(T)-0252, Figura 63. Depois de condensado no aeroarrefecedor TA(E)-0264 e recolhido no acumulador de refluxo MS(D)-0252, após arrefecimento até à temperatura de armazenagem no permutador de calor TT(E)-0259 e no arrefecedor TT(E)-0260, é enviado para armazenagem pela bomba PP(P)-0256A/S.

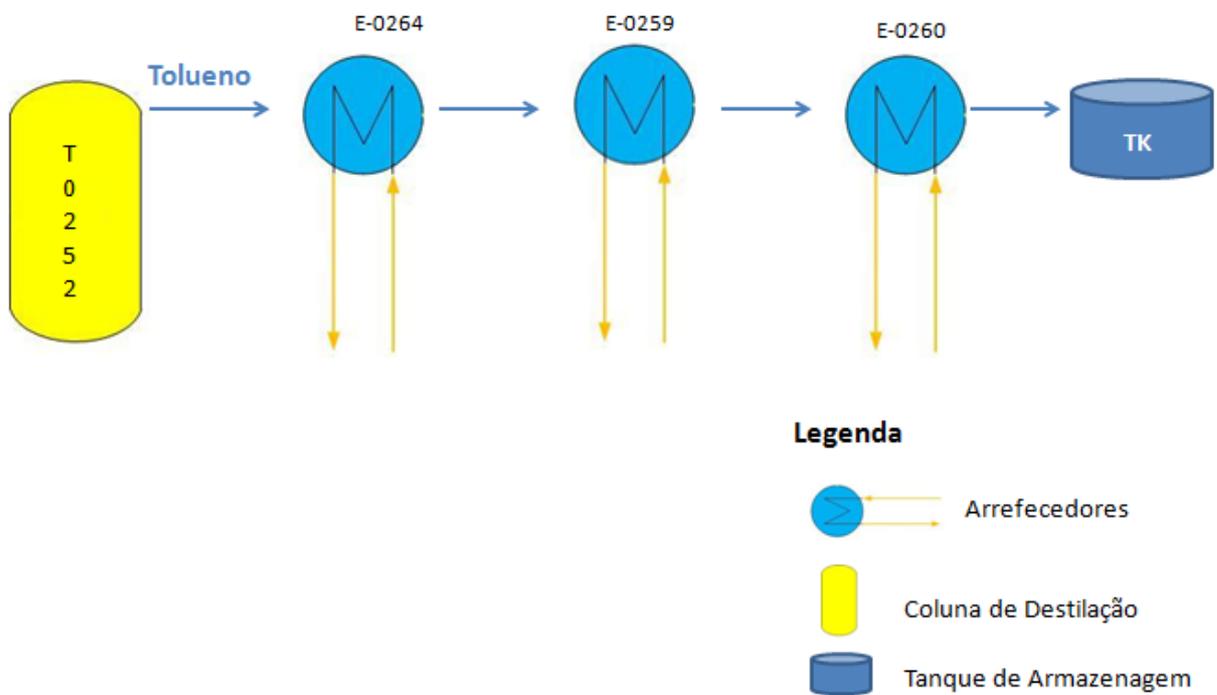


Figura 63. Representação do percurso do tolueno para armazenagem.

A composição mássica do corte de tolueno é apresentada na Tabela 96.

Tabela 96. Composição mássica do corte de tolueno.

Composição do corte de tolueno	
Composto	Média anual da fração mássica
Tolueno	99,9 %
C8's não aromáticos	0,1 %

Os valores utilizados para as temperaturas e caudais do corte de tolueno, em termos de médias anuais, são apresentados na Tabela 97.

Tabela 97. Temperaturas e caudais da corrente de tolueno.

Temperaturas do corte de tolueno		Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura topo AS(T)-0252 / Temperatura entrada E-0264		TI0251	127,04	400,19
Temperatura saída E-0264			121,36	394,51
Temperatura entrada E-0259		Ti0254	121,68	394,83
Temperatura saída E-0259 / Entrada E-0260		TI0274	90,74	363,89
Temperatura saída E-0260		TI0253	32,44	305,59
Caudais do corte de tolueno			(t/d)	(kg/s)
Caudal topo AS(T)-0252		FQd0239	407,47	4,72
Caudal E-0264			652,85	7,56
Caudal E-0259 / E-0260		FQd0239	407,47	4,72

Corte de Tolgás

O produto de fundo da coluna AS(T)-0252, consistindo em aromáticos C8 e pequenas quantidades de tolueno e polímero, denominado corte de tolgás, Tabela 98, é enviado pela bomba PP(P)-0252A/S para a alimentação da coluna de corte de benzeno/tolueno, AS(T)-0102, ou para armazenagem, após arrefecimento nos TP(E)-0261 e TP(E)-0262 (Galp Energia, 2007), Figura 64.

Tabela 98. Composição mássica do corte de tolgás.

Composição do corte de tolgás	
Composto	Média anual da fração mássica
Tolueno	45 %
Etilbenzeno	2 %
o-xileno	2 %
m-xileno	2 %
p-xileno	2 %
Propilbenzeno	44 %
Propilciclohexano	3 %

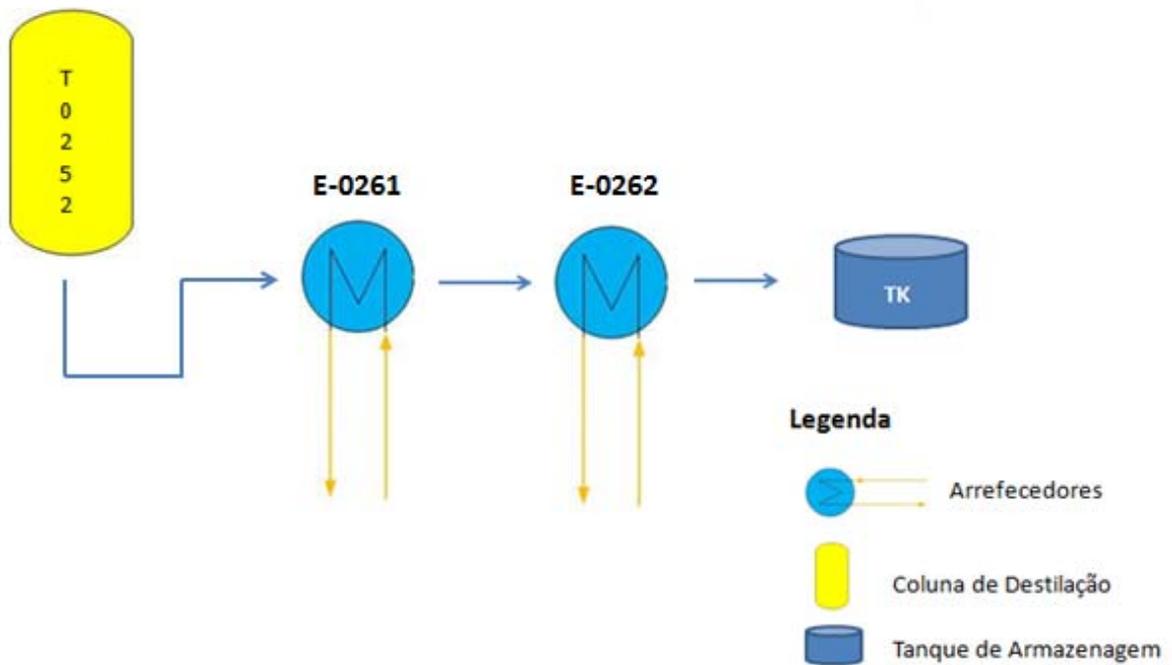


Figura 64. Representação do percurso do corte de tolgás para armazenagem.

Os valores das temperaturas e caudais do corte de tolgás, médias anuais, são apresentados na Tabela 99.

Tabela 99. Temperaturas e caudais do corte de tolgás.

Temperaturas do corte de tolgás	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura fundo AS(T)-0252 / Temperatura entrada E-0261	TI0246	162,39	435,54
Temperatura saída E-0262	TI0252	30,00	203,15
Caudais do corte de tolgás		(t/d)	(kg/s)
Caudal fundo AS(T)-0252	FQd0238	0,50	0,01

7.1.3. Vapor de média pressão

O vapor de média pressão é fornecido pela Fábrica de Utilidades com uma temperatura na ordem de 260 °C e a cerca de 1700 kPa de pressão absoluta.

O caudal total de vapor de média pressão, Tabela 100, que entra na unidade destina-se aos permutadores da secção Arosolvan, E-0202, E-0203, E-0205 e E-0209 e aos permutadores E-0251, E-0258 e E-265, da secção de destilação da corrente BT (Galp Energia, 2007).

Tabela 100. Temperatura e caudal do vapor de média pressão utilizado na Un-0200.

Temperaturas do vapor de média pressão	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura média do vapor		301,8	574,95
Caudais do vapor de média pressão		(t/d)	(kg/s)
Caudal vapor Un-0200		927,82	10,74

7.2. Apresentação de resultados da análise energética da Un-0200

Neste subcapítulo serão dados a conhecer os resultados obtidos na análise energética da Un-0200, para uma temperatura ambiente de referência de 0 °C. Todos os cálculos efetuados nos formulários serão publicados, de uma forma mais detalhada, em CD em anexo.

A energia introduzida na Unidade 0200 é referente às potências da eletricidade, vapor de média pressão e alimentação da coluna AS(T)-0201 (isto é, a energia térmica da corrente de benzeno/tolueno, proveniente da coluna AS(T)-0102). Estas potências são apresentadas na Tabela 101.

Tabela 101. Potências introduzidas na Unidade 0200.

Potências energéticas introduzidas na unidade	
Fonte	Valor (kW)
Alimentação (Corrente BT)	1400
Vapor de média pressão	20150
Eletricidade	375,0
Total	21924

Verifica-se que a maior parte da potência introduzida na unidade está associada ao vapor de média pressão, representando 92 % da potência total.

Em relação à potência útil que abandona a unidade, esta é proveniente do corte de refinado que vai para a Unidade 0500, do corte de benzeno, do corte de tolueno e do corte de tolgás (Tabela 102).

Tabela 102. Potências retiradas da Unidade 0200.

Potência útil retirada da unidade	
Fonte	Valor (kW)
Corte refinado – Un-0500	441,6
Corte benzeno	80,75
Corte tolueno	259,3
Corte tolgás	0,28
Total	781,9

De acordo com a expressão 4.9.1, que dá o rendimento da unidade em termos da potência útil relativamente à consumida, o rendimento é $\eta_a = 3,6 \%$.

Como se pode constatar, este valor é extremamente baixo, pelo que se torna importante fazer um estudo aos equipamentos, de forma a tentar perceber e contabilizar as perdas energéticas da unidade. Estas ocorrem essencialmente nos equipamentos de permuta de calor: aeroarrefecedores, permutadores e condensadores.

Contudo, existem equipamentos para os quais não são conhecidos dados de caudais necessários à contabilização das suas perdas. Estas serão agrupadas e chamadas perdas não contabilizadas e estão localizadas nos seguintes equipamentos: E-0209, E-0213, E-0258, E-0208, E-0202 e E-0212. Foi também referido pela refinaria, que alguns equipamentos estão fora de serviço: E-0209, E-0220, E-0251, E-252, E-0256 e E-0257. No permutador E-0207, foi quantificada a entalpia de uma das correntes, no entanto não existe informação suficiente para se obter a entalpia da outra corrente.

As perdas ocorridas nos aeroarrefecedores são apresentadas na Tabela 103.

Tabela 103. Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores.

Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores			
Equipamento	Entalpia de entrada (kW)	Entalpia de saída (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
E-0210	186,4	186,4	0,00
E-0211 A/B	766,0	421,4	344,6
E-0215	7619	5050	2569
E-0255	21,60	45,42	23,81
E-0260	746,6	259,7	486,9
E-0261+E-0262	1,64	0,28	1,36
Total	9341	5962	3426

Analisando os valores da potência perdida nestes equipamentos é de salientar o facto de serem substanciais, em especial o do aeroarrefecedor E-0215. Neste, existe um diferencial entre a temperatura de saída do fluido em relação à de entrada considerável, cerca de 28 °C, associado a um elevado caudal em circulação, o que justifica que se destaque dos demais, representando 73,5 % das perdas totais associadas a estes equipamentos.

Nos condensadores, as perdas são superiores às contabilizadas nos aeroarrefecedores, como pode ser consultado na Tabela 104.

Tabela 104. Perdas caloríficas dos condensadores.

Perdas caloríficas dos condensadores			
Equipamento	Entalpia de entrada (kW)	Entalpia de saída (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
E-0216	1220	564,4	655,5
E-0217	1600	697,9	901,9
E-0218	2310	396,7	1913
E-0264	4506	4459	47,06
E-0268	6959	1440	5519
Total	16594	7557	9036

Neste grupo, destacam-se as perdas no condensador E-0268, que representam 61 % das perdas totais, seguido do E-0218 com 21 %.

No caso dos permutadores em que são conhecidos os dados para a contabilização das perdas, estas são bastante inferiores às nos condensadores e aeroarrefecedores, Tabela 105.

Tabela 105. Perdas caloríficas nos permutadores.

Perdas caloríficas dos permutadores			
Equipamento	Entalpia entrada (kW)	Entalpia de saída (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
E-0259 benzeno	116,12	121,57	534,73
E-0259 tolueno	1017,87	477,69	
Total			534,73

Seguidamente foram determinadas as perdas por radiação e convecção das colunas da Un-0200, cujos resultados são apresentados na Tabela 106.

Tabela 106. Perdas por convecção/radiação nas colunas.

Dados das colunas					
AS(T)-0201		AS(T)-0202		AS(T)-0203	
Altura (m)	22,7	Altura (m)	31,7	Altura (m)	24,1
Diâmetro (m)	4,47	Diâmetro (m)	2,8	Diâmetro (m)	3,5
Temperatura superficial (°C)	65,0	Temperatura superficial (°C)	65,0	Temperatura superficial (°C)	65,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas convecção (kW)	129,5	Perdas convecção (kW)	124,1	Perdas convecção (kW)	112,4
Perdas radiação (kW)	116,6	Perdas radiação (kW)	101,9	Perdas radiação (kW)	96,89
Total (conv+rad) (kW)	246,1	Total (conv+rad) (kW)	226,1	Total (conv+rad) (kW)	209,2
AS(T)-0204		AS(T)-0205		AS(T)-0206	
Altura (m)	16,3	Altura (m)	6,0	Altura (m)	6,4
Diâmetro (m)	1,85	Diâmetro (m)	2,18	Diâmetro (m)	2,18
Temperatura superficial (°C)	65,0	Temperatura superficial (°C)	65,0	Temperatura superficial (°C)	65,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas convecção (kW)	45,72	Perdas convecção (kW)	19,17	Perdas convecção (kW)	20,45
Perdas radiação (kW)	34,64	Perdas radiação (kW)	14,99	Perdas radiação (kW)	15,99
Total (conv+rad) (kW)	80,36	Total (conv+rad) (kW)	34,16	Total (conv+rad) (kW)	36,44
AS(T)-0251		AS(T)-0252		AS(T)-0253	
Altura (m)	38,6	Altura (m)	33,8	Altura (m)	38,9
Diâmetro (m)	2,0	Diâmetro (m)	1,9	Diâmetro (m)	2,0
Temperatura superficial (°C)	65,0	Temperatura superficial (°C)	65,0	Temperatura superficial (°C)	65,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas convecção (kW)	115,3	Perdas convecção (kW)	96,86	Perdas convecção (kW)	116,2
Perdas radiação (kW)	88,67	Perdas radiação (kW)	73,76	Perdas radiação (kW)	89,36
Total (conv+rad) (kW)	204,0	Total (conv+rad) (kW)	170,6	Total (conv+rad) (kW)	205,5
D-0201		D-0204		D-0252	
Altura (m)	1,25	Altura (m)	4,3	Altura (m)	4,3
Diâmetro (m)	1,0	Diâmetro (m)	1,4	Diâmetro (m)	2,4
Temperatura superficial (°C)	65,0	Temperatura superficial (°C)	65,0	Temperatura superficial (°C)	65,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas convecção (kW)	2,14	Perdas convecção (kW)	9,64	Perdas convecção (kW)	14,87
Perdas radiação (kW)	1,44	Perdas radiação (kW)	6,91	Perdas radiação (kW)	11,85
Total (conv+rad) (kW)	3,57	Total (conv+rad) (kW)	16,55	Total (conv+rad) (kW)	26,73
D-0291		D-0253		D-0254	
Altura (m)	2,4	Altura (m)	0,8	Altura (m)	3,9
Diâmetro (m)	1,6	Diâmetro (m)	0,3	Diâmetro (m)	2,2
Temperatura superficial (°C)	65,0	Temperatura superficial (°C)	65,0	Temperatura superficial (°C)	65,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas convecção (kW)	5,99	Perdas convecção (kW)	0,52	Perdas convecção (kW)	12,58
Perdas radiação (kW)	4,41	Perdas radiação (kW)	0,28	Perdas radiação (kW)	9,86
Total (conv+rad) (kW)	10,40	Total (conv+rad) (kW)	0,79	Total (conv+rad) (kW)	22,43

Tabela 107. Perdas por convecção/radiação nas colunas (continuação).

AR-0251 A/B	
Altura (m)	13,5
Diâmetro (m)	2,1
Temperatura superficial (°C)	65,0
Emissividade alumínio	0,85
Perdas convecção (kW)	41,13
Perdas radiação (kW)	31,79
Total (conv+rad) (kW)	72,92

Após a quantificação das potências energéticas envolvidas nos diversos equipamentos foi feita a contabilização de todas as potências que saem da unidade, Tabela 108.

Tabela 108. Quantidades energéticas de saída da Un-0200.

Potência de saída da unidade	
Fonte	Valor energético (kW)
Corte refinado (Un-0500)	441,6
Corte benzeno	80,75
Corte tolueno	259,3
Corte tolgás	0,28
Aeroarrefecedores	3494
Condensadores	9036
Permutadores	534,7
Convecção e radiação	1589
Perdas não contabilizadas	6489
Total	21924

A partir destes resultados, foi realizada uma hierarquia dos pesos relativos das potências que entram na unidade, Tabela 109.

Tabela 109. Hierarquia das potências introduzidas na Un-0200.

Hierarquia de potências introduzidas na unidade	
Fonte	Peso relativo (%)
Alimentação (Corte benzeno/tolueno)	6
Vapor de média pressão	92
Eletricidade	2
Total	100

É possível verificar que 92 % da energia introduzida na unidade é proveniente do vapor de média pressão. Dado o peso que representa, é fundamental analisar o desempenho energético dos equipamentos que recorrem a esta utilidade. Contudo, conforme referido anteriormente, os equipamentos que utilizam vapor de média pressão, foram, na sua maioria, integrados em perdas não contabilizadas por falta de dados de caudais ou temperaturas. Estes equipamentos não contabilizados por falta de dados poderão apresentar algum potencial para melhoria do desempenho energético da Unidade 0200.

Tal como anteriormente para as potências de entrada, foi também calculado o peso relativo das potências que saem da unidade, Tabela 110.

Tabela 110. Hierarquia da energia de saída da Un-0200.

Hierarquia de potências de saída da unidade	
Fonte	Peso relativo (%)
Corte refinado (Un-0500)	2
Corte benzeno	1
Corte tolueno	1
Corte tolgás	0
Aeroarrefecedores	16
Condensadores	41
Permutadores	2
Convecção e radiação	7
Perdas não contabilizadas	30
Total	100

Da análise da Tabela 110, fica bem claro que, dos equipamentos contabilizados, a maior quantidade de energia que sai da unidade é perdida nos condensadores. Quanto às perdas não contabilizadas, estas são uma fatia importante da energia perdida. Este facto indica claramente que deverão ser realizadas medições nos equipamentos abrangidos por estas perdas.

Todavia, foi transmitido pela refinaria que existem perdas com não-condensáveis que vão para a tocha da FAR e que são provenientes não só da Un-0200, como das restantes unidades da FAR. Estes não-condensáveis poderão ser contemplados nas perdas não contabilizadas efetivas tanto da Un-0200, como das restantes unidades que irão ser alvo de estudo, pelo que para estudos futuros deverão ser alvo de atenção no que toca à medição do seu caudal.

Para uma melhor percepção de quais dos equipamentos contabilizados que possuem maiores perdas, calculou-se o seu peso relativo em toda a unidade. Tal como para a Unidade 0100, não é tida em conta a parcela relativa às perdas não contabilizadas, uma vez que estas podem ser devidas a diversos equipamentos e isso poderia camuflar os resultados. Nesta contabilização entram os aeroarrefecedores, os condensadores, os permutadores e as perdas por radiação e convecção nas colunas, Tabela 111.

Tabela 111. Hierarquia de perdas energéticas da unidade.

Hierarquia de perdas da unidade			
Tipo de equipamento/fonte	Equipamento	Perdas por equipamento	Perdas por tipo de equipamento/fonte
Aeroarrefecedores	E-0210	0,0 %	24 %
	E-0211 A/B	2,4 %	
	E-0215	17,5 %	
	E-0255	0,6 %	
	E-0260	3,3 %	
	E-0261+E-0262	0,0 %	
Condensadores	E-0216	4,5 %	61 %
	E-0217	6,2 %	
	E-0218	13,1 %	
	E-0264	0,3 %	
	E-0268	37,7 %	
Permutadores	E-0259	3,6 %	4 %
Convecção e radiação		10,8 %	11 %
Total		100 %	100 %

A percentagem de energia perdida pelos condensadores é esmagadora em relação aos restantes equipamentos. Deve ser equacionada a sua substituição por equipamentos mais eficientes, ou o aproveitamento desta potência perdida que poderá ser útil a outros processos. Neste grupo de equipamentos, todo o destaque vai para o E-0268, o qual é responsável por 38 % das perdas totais dos equipamentos contabilizados.

Relativamente aos aeroarrefecedores, deverá ser prestada especial atenção ao E-0215, uma vez que este equipamento apresenta uma percentagem de perdas significativa, 17,5 %.

7.3. Apresentação de resultados da análise exergética da Un-0200

Apresenta-se agora a apresentação dos resultados da análise exergética da Un-0200.

As potências exergéticas introduzidas na unidade, referentes à corrente de benzeno/tolueno (alimentação à coluna AS(T)-0201), eletricidade e ao vapor de média pressão, podem ser consultadas na Tabela 112.

Tabela 112. Exergia introduzida na unidade.

Exergia introduzida na unidade	
Fonte	Potência exergética (kW)
Alimentação - Corte benzeno/tolueno	138,8
Vapor de média pressão	10397
Eletricidade	375,0
Total	10911

As potências exergéticas consideradas como úteis que abandonam a unidade são referentes ao corte de benzeno, ao corte de tolueno, ao corte de tolgás e corte de refinado. Estas podem ser consultadas na Tabela 113.

Tabela 113. Exergia útil retirada da unidade.

Exergia útil retirada da unidade	
Fonte	Potência exergética (kW)
Corte refinado	26,55
Corte benzeno	4,15
Corte tolueno	14,28
Corte tolgás	0,01
Total	44,99

Da análise dos resultados, constata-se a enorme quantidade de exergia que está a ser fornecida à unidade em relação à exergia retirada. Pode-se então afirmar que a unidade é consumidora intensiva de exergia. Com os valores totais da exergia fornecida e retirada da unidade chega-se a valores de rendimento exergético, para uma razão entre a exergia útil e a fornecida, de $\eta_{exa} = 0,41 \%$. Relativamente ao rendimento exergético racional, o valor obtido foi negativo ($- 0,87 \%$), pelo que se depreende que nesta unidade não se poderá aplicar o conceito de rendimento exergético racional, uma vez que a exergia dos produtos é inferior à da corrente de alimentação, levando a um resultado muito pouco racional. O facto de a exergia dos produtos ser bastante inferior à exergia das correntes de saída, como se irá verificar nas tabelas que se seguem, prova que na presente unidade ocorre uma degradação significativa de exergia que se dissipa sob a forma de calor. Este resultado, obtido segundo o conceito de rendimento exergético racional, tal como foi definido por vários autores dos quais Kotas (1985) é um exemplo, mostra que por vezes esta aproximação, dita racional, leva a resultados discutíveis e que por isso a definição mais ortodoxa do rendimento exergético nunca deve ser perdida de vista, mesmo que em algumas circunstâncias os seus resultados sejam pouco elucidativos. O rendimento exergético determinado pela via mais ortodoxa tem sempre a vantagem de dar um resultado fisicamente coerente. A distribuição percentual das potências exérgicas fornecidas à unidade, encontram-se na Tabela 114.

Tabela 114. Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade.

Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade	
Fonte	Distribuição percentual
Alimentação – Corte benzeno/tolueno	1 %
Vapor de média pressão	95 %
Eletricidade	4 %
Total	100 %

Analisando os valores, verifica-se que 95 % da exergia introduzida na unidade está associada ao vapor de média pressão utilizado em equipamentos incluídos nas perdas não contabilizadas por falta de dados. Estes valores, em conjugação com os obtidos na análise energética, demonstram claramente a atenção que deve ser prestada a estes equipamentos. Os pesos da exergia útil que abandonam a unidade podem ser consultados na Tabela 115.

Tabela 115. Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade.

Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade	
Fonte	Distribuição percentual
Corte refinado	59 %
Corte benzeno	9 %
Corte tolueno	32 %
Corte tolgás	0 %
Total	100 %

A maior fatia da exergia útil (59 %) diz respeito ao corte de refinado, seguido do corte de tolueno, com uma exergia útil de cerca de 32 %.

Com os valores obtidos para o rendimento da unidade estudou-se em que equipamentos ou processos é que ocorrem as maiores irreversibilidades. Através da potência respeitante a cada uma dessas irreversibilidades, procurou-se identificar quais desses equipamentos ou processos possuem maior potencial no que concerne ao aproveitamento de parte destas irreversibilidades de forma útil. As irreversibilidades dos aeroarrefecedores estão apresentadas na Tabela 116.

Tabela 116. Irreversibilidades nos aeroarrefecedores.

Irreversibilidades nos aeroarrefecedores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0210	22,95	4,55	18,40
E-0211 A/B	75,59	24,68	50,91
E-0215	1028	494,4	533,2
E-0255	0,59	2,47	1,88
E-0260	102,0	14,32	87,64
E-0261+E-0262	0,35	0,01	0,34
Total	1229	540,4	692,4

As irreversibilidades nos condensadores encontram-se na Tabela 117.

Tabela 117. Irreversibilidades nos condensadores.

Irreversibilidades nos condensadores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0216	138,7	32,91	105,7
E-0217	142,2	30,04	112,1
E-0218	588,2	34,19	554,0
E-0264	1051	1025	26,17
E-0268	1449	146,3	1303
Total	3369	1268	2101

As irreversibilidades nos condensadores são consideráveis uma vez que as exergias em jogo também são mais significativas do que as verificadas nos aeroarrefecedores. Estes equipamentos apresentam pois algum potencial de melhorias para a unidade.

Em relação aos permutadores, as suas irreversibilidades estão na Tabela 118.

Tabela 118. Irreversibilidades nos permutadores.

Irreversibilidades nos permutadores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0259 - benzeno	15,75	17,09	129,5
E-0259 - tolueno	176,02	45,19	
Total			129,5

Todas as irreversibilidades da unidade encontram-se na Tabela 119.

Tabela 119. Irreversibilidades na unidade.

Irreversibilidades da unidade	
Fonte	Irreversibilidades (kW)
Exergia das correntes de saída	44,99
Aeroarrefecedores	707,2
Condensadores	2101
Permutadores	129,5
Irreversibilidades não contabilizadas	7929
Total	10911

Com base nos valores apresentados na Tabela 119, e tendo em conta as irreversibilidades totais envolvidas na Un-0200, 10911 kW, foi possível definir uma hierarquia percentual das irreversibilidades na unidade, Tabela 120.

Tabela 120. Hierarquia percentual de irreversibilidades da unidade.

Hierarquia de irreversibilidades da unidade	
Fonte	Irreversibilidades (%)
Exergia útil	0
Aeroarrefecedores	7
Condensadores	19
Permutadores	1
Irreversibilidades não contabilizadas	73
Total	100

Tendo em consideração que parte dos equipamentos da Un-0200 não foi passível de ser analisada, foi estabelecida uma hierarquia das irreversibilidades levando apenas em conta os equipamentos que se conhecem com algum detalhe. O peso relativo de cada um destes grupos de equipamentos, no universo dos equipamentos analisados, leva aos resultados da Tabela 121.

Tabela 121. Hierarquia de irreversibilidades para os equipamentos contabilizados.

Hierarquia de irreversibilidades de equipamento suscetíveis a melhorias	
Fonte	Irreversibilidades (%)
Aeroarrefecedores	24
Condensadores	72
Permutadores	4
Total	100

Assim, segundo a Tabela 121, os equipamentos para os quais é possível obter melhores resultados, se forem realizadas alterações ou integração em outros processos, são os condensadores e os aeroarrefecedores. Especificando ainda mais estes resultados, no que a cada equipamento diz respeito, construiu-se a Tabela 122.

Tabela 122. Hierarquia de irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis a melhorias.

Hierarquia de perdas da unidade			
Tipo de equipamento/fonte	Equipamento	Irreversibilidades por equipamento	Irreversibilidades por fontes
Aeroarrefecedores	E-0210	0,6 %	24 %
	E-0211 A/B	1,7 %	
	E-0215	18,2 %	
	E-0255	0,6 %	
	E-0260	3,0 %	
	E-0261+E-0262	0,0 %	
Condensadores	E-0216	3,6 %	72 %
	E-0217	3,8 %	
	E-0218	18,9 %	
	E-0264	0,9 %	
	E-0268	44,4 %	
Permutadores	E-0259	4,4 %	4 %
Total		100 %	100 %

Da análise da Tabela 122, verifica-se que o equipamento que apresenta maiores irreversibilidades é o condensador E-0268, ao qual correspondem 44,4 % das irreversibilidades identificadas na Unidade 0200, seguido do E-0218 com 18,9 %.

Mais uma vez refere-se que esta unidade carece de um maior acompanhamento no que toca a medições de temperaturas e caudais, de forma a permitir quantificar o desempenho energético e exergético de todos os seus equipamentos.

Resumo das análises energética e exergética da Un-0200

As análises energética e exergética da Un-0200 permitiram a obtenção de valores de rendimentos energético e exergético de 3,6 % e 0,4 %, respetivamente. Estes valores são bastante baixos, nomeadamente no que diz respeito ao seu rendimento exergético, pelo que este indicia um elevado potencial de melhoria de desempenho energético.

Da análise das Figuras 65 e 66, que representam os diagramas de *Sankey* e de *Grassmann* da Un-0200, pode-se verificar que o grupo de equipamentos que se destacou com maiores perdas energéticas foram os condensadores, com 41,2 % das perdas globais verificadas nesta unidade e que representam 19,3 % das irreversibilidades contabilizadas na unidade. Deste grupo de equipamentos, o equipamento com maior potencial de melhoria de desempenho é o E-0268, já que representa 61,1 % das perdas verificadas nos condensadores.

As perdas não contabilizadas constituem 29,6 % da energia introduzida, e as correspondentes irreversibilidades não contabilizadas constituem 72,7 % da exergia introduzida na unidade. Estes valores são muito expressivos, pelo que a refinaria deverá proceder a uma análise mais criteriosa dos equipamentos desta unidade, de forma a identificar estas perdas, nomeadamente proceder à medição dos caudais e temperaturas dos seguintes equipamentos: E-0209; E-0213; E-0258; E-0208; E-0202, E-0212. No permutador E-0207, foi quantificada a entalpia de uma das correntes, no entanto não existe informação suficiente para se obter a entalpia da outra corrente.

As perdas caloríficas por convecção e condução nas colunas de destilação apresentam valores significativos, representando 7,3 % da energia introduzida na unidade, e por isso deverão ser medidas as temperaturas superficiais das mesmas em diversos pontos para que a sua contabilização seja também mais fidedigna.

Outra fonte de perdas de energia e exergia são os efluentes não-condensáveis que são queimados na tocha da FAR, e cujo caudal também não foi disponibilizado pela refinaria.

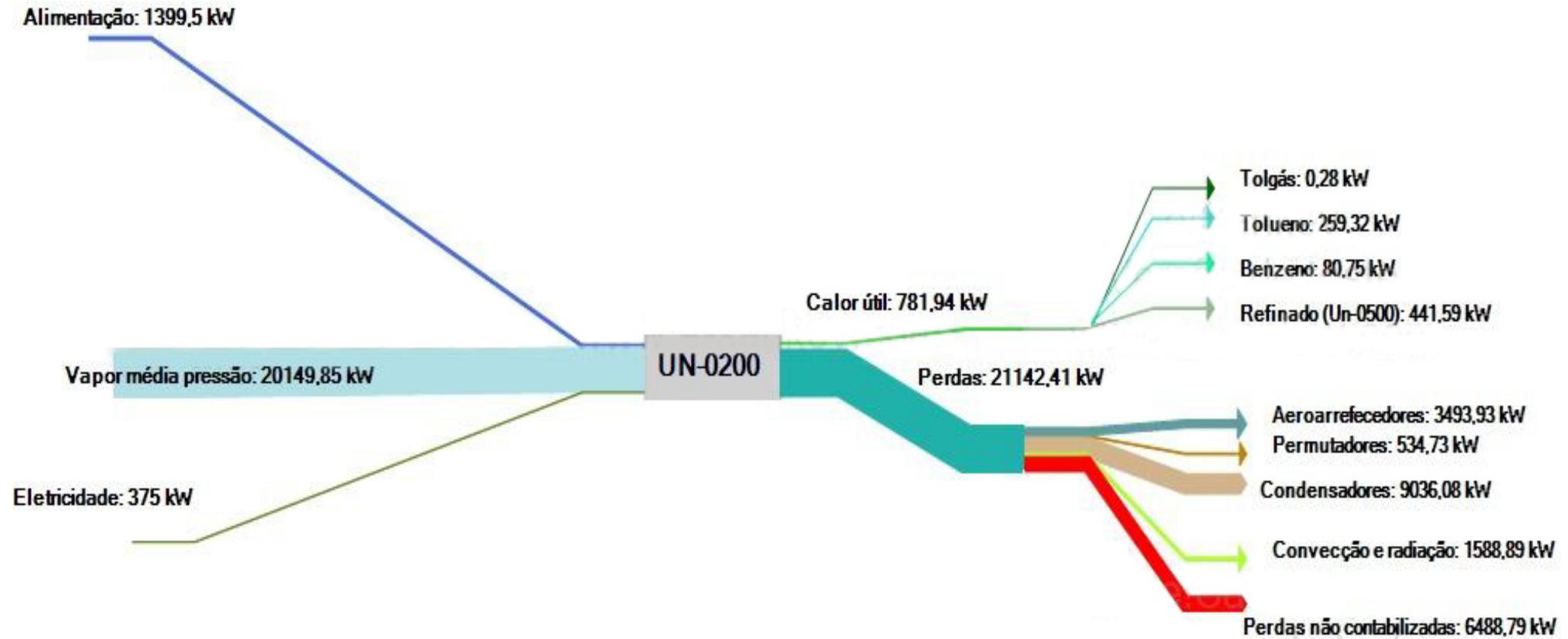


Figura 65. Diagrama de Sankey da Un-0200.

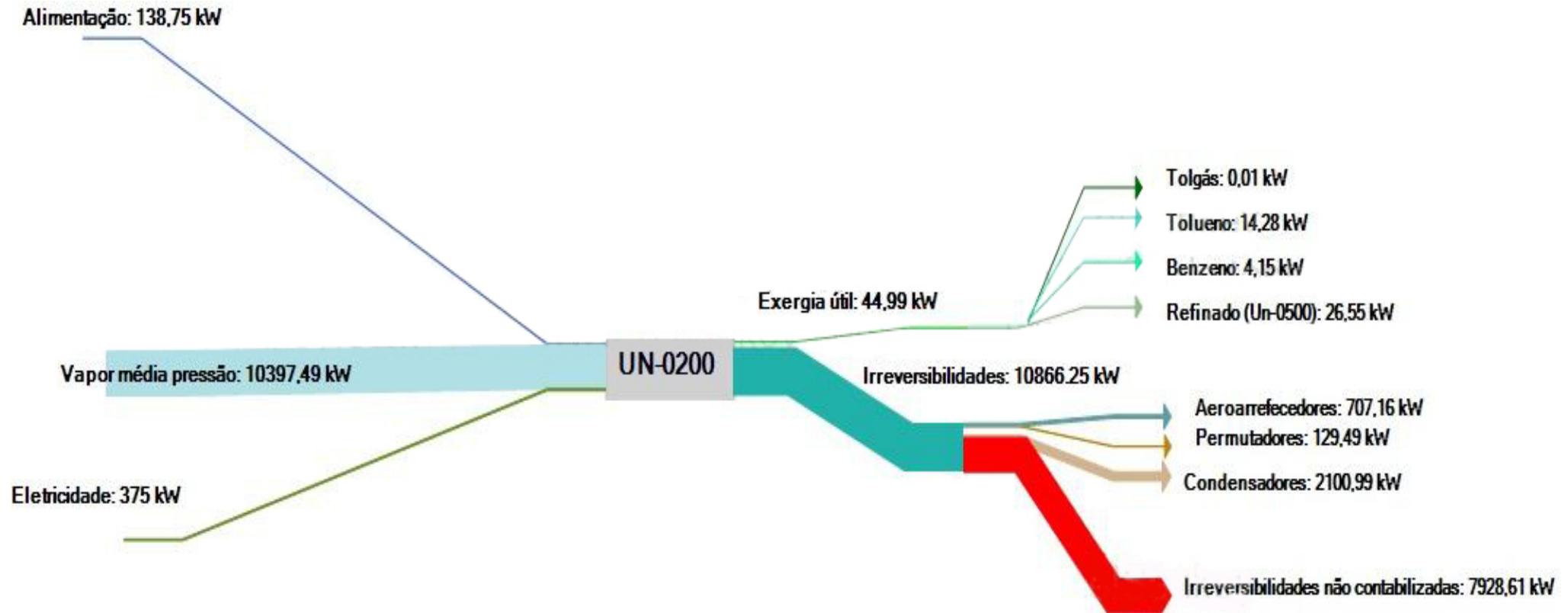


Figura 66. Diagrama de *Grassmann* da Un-0200.

8. Balanços energético e exergético das Unidades 0300 e 0400 (Un-0300/ Un-0400)

Neste capítulo realizam-se as análises energética e exergética das Unidades 0300 e 0400 da Fábrica de Aromáticos. O facto da análise ser conjunta, deve-se ao modo de operação destas unidades, que funcionam em anel, isto é, os produtos resultantes da operação da Unidade 0300 são utilizados na Unidade 0400, que por sua vez, produz uma corrente que é introduzida na Unidade 0300. Torna-se, no entanto, conveniente fazer uma breve descrição das Unidades 0300 e 0400 e contextualizá-las na Fábrica de Aromáticos, de forma a melhor compreender todo o processo.

8.1. Unidade Parex e Isomar

Unidade Parex

As alimentações ao separador de xilenos são o produto de fundo do deseptanizador da Isomar e a carga proveniente da Un-0100. O produto de topo do separador de xilenos, rico em para e meta-xileno, é enviado para o acumulador de alimentação à unidade Parex (Figura 67). O produto de fundo, rico em orto-xileno, é subsequentemente enviado para a coluna de orto-xileno. A finalidade da coluna de orto-xileno é separar o orto-xileno dos aromáticos pesados. O orto-xileno, produto de topo, e os C_9^+ aromáticos, produto de fundo, são enviados para armazenagem.

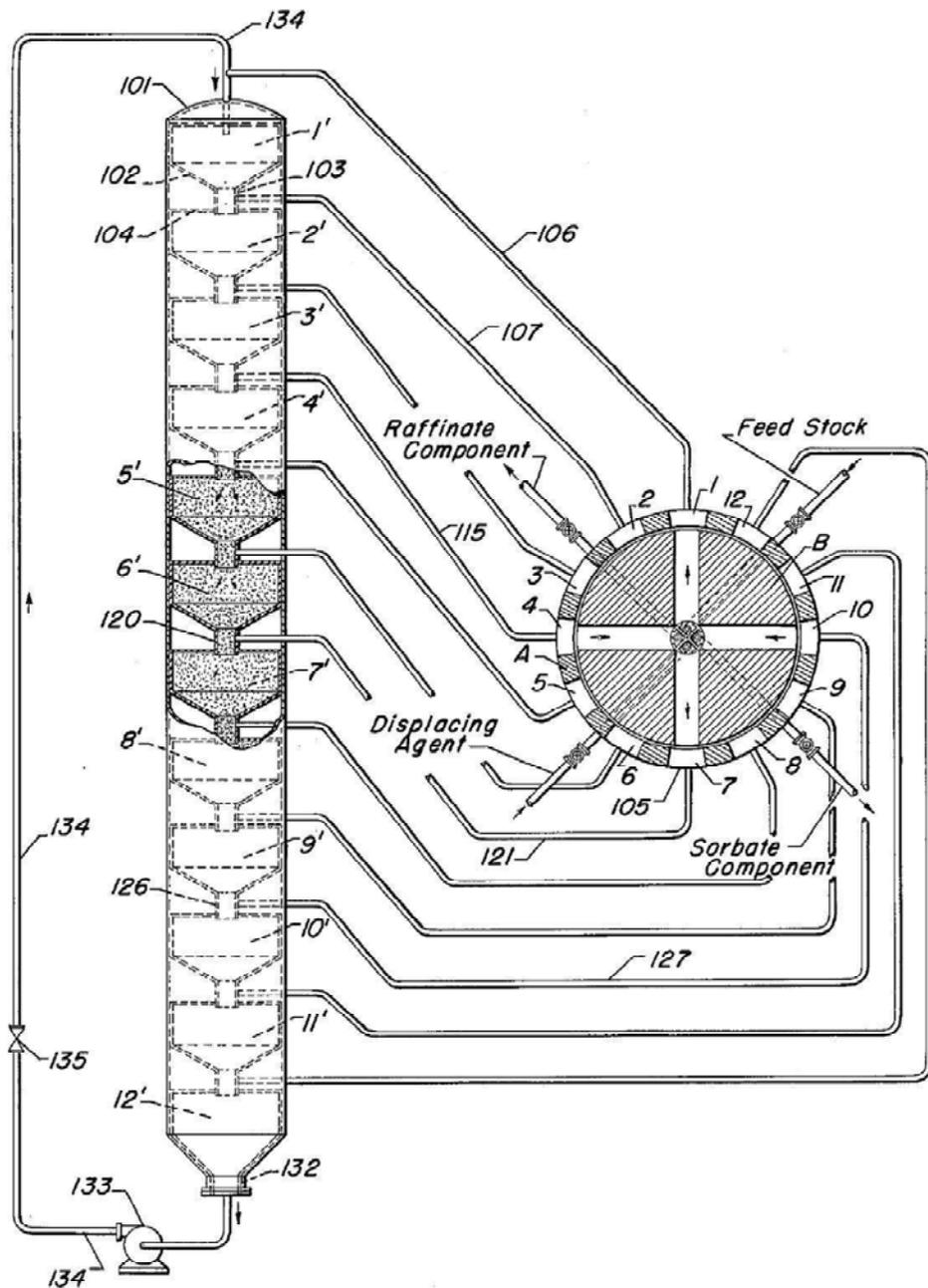
O projeto comercial de uma instalação de grande capacidade para separação do para-xileno em fase líquida, foi realizado utilizando um esquema processual que simula o movimento ascendente do sólido (adsorvente) em contracorrente com o fluxo descendente do líquido, sem movimento real do adsorvente. A descrição que se segue é baseada neste processo.

No sistema Parex, de todos os componentes presentes, o para-xileno é o que é adsorvido seletivamente no adsorvente. A operação decorre com todas as correntes processuais na fase líquida e a temperatura constante no leito do adsorvente.

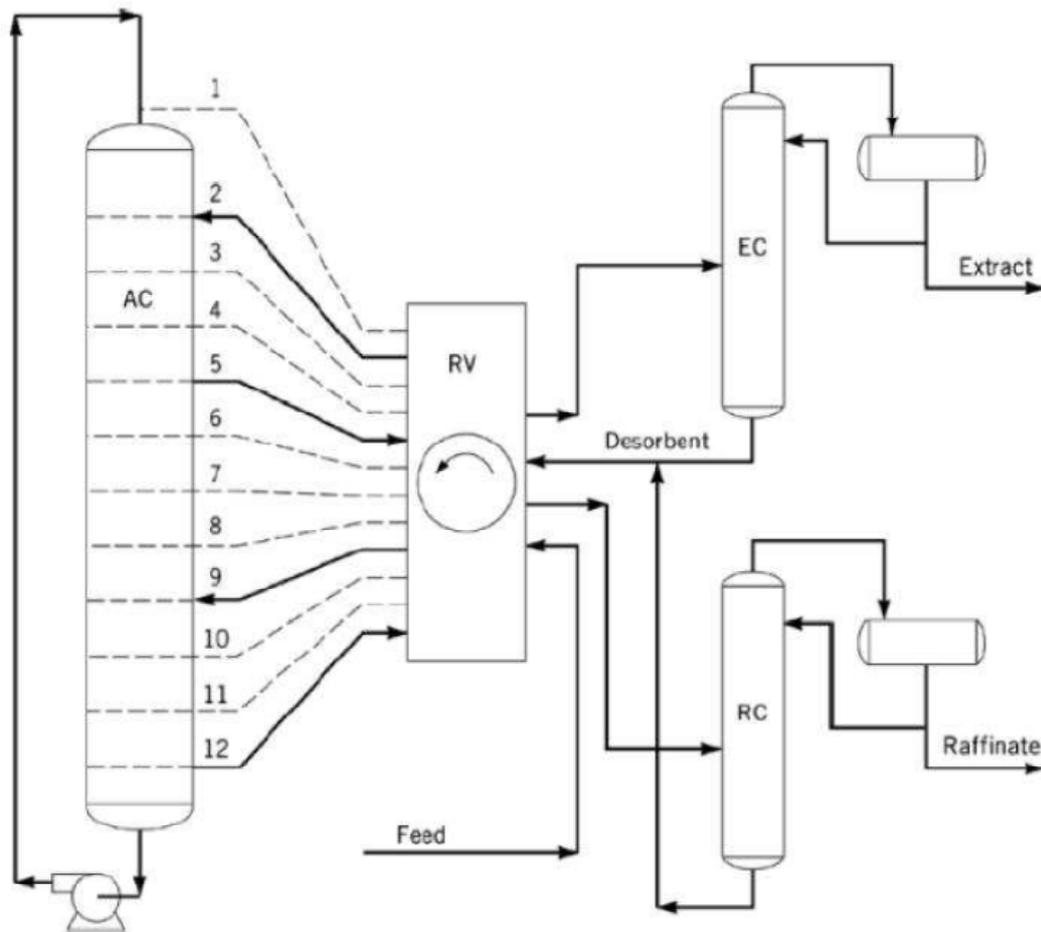
A alimentação é introduzida e o para-xileno é adsorvido e separado dos outros componentes dentro da câmara adsorvedora. Os componentes separados são dessorvidos por outro líquido de ponto de ebulição diferente ao qual se chama dessorvente.

A nível de adsorção, é utilizada a tecnologia SMB (*Simulated Moving Bed chromatography*), que surgiu em 1971, ano em que a UOP (*Universal Oil Products*) comercializou a primeira unidade Parex (Broughton and Gerhold, 1961). O SMB surgiu como uma tecnologia de separação, em contínuo e em contracorrente, do para-xileno de uma mistura de aromáticos C_8 .

A recuperação típica do para-xileno é de 95 % em SMB, comparativamente com 60-65 % obtida por cristalização (Otani *et al.*, 1973). Este aumento na separação deve-se a um arranjo colunas/válvulas, que é utilizado para prolongar o tempo de residência da fase estacionária. A Figura 67 esquematiza o processo.



(a)



(b)

Processo PAREX (AC= câmara de adsorvente; RV= válvula rotativa; EC= coluna de extrato; RC= coluna de refinado; Linhas: 2- dessorvente; 5-extracto; 9-alimentação; 12-refinado).

Figura 67. Diagrama esquemático do processo PAREX da UOP.

O processo ocorre num leito de adsorvente fixo, sendo o processo, em contracorrente, simulado movendo a localização da alimentação, do dessorvente e dos produtos na coluna através de uma válvula rotativa. A coluna está dividida em 12 segmentos, cada um com distribuidores de fluxos adequados para permitir a introdução da alimentação ou a remoção dos produtos.

Na posição indicada na Figura 67 (b), as linhas 2 (dessorvente), 5 (extrato), 9 (alimentação) e 12 (refinado) estão operacionais enquanto todas as outras linhas (tracejado) estão fechadas. Quando a válvula rotativa é acionada para a próxima posição, o dessorvente passa a entrar no ponto 3, o extrato a sair no ponto 6, a alimentação a entrar no ponto 10 e o refinado a sair no ponto 1.

As diferentes secções da coluna funcionam como leitos separados de modo que ao mover os pontos de entrada da alimentação e de saída dos produtos, o sistema torna-se equivalente a um sistema de leito móvel no qual o adsorvente se move em contracorrente relativamente ao fluido.

A alimentação da unidade Parex é o destilado proveniente do corte lateral do separador de xilenos "*Xylene splitter*" (AS(T)-0471) e de uma mistura de meta e para-xileno proveniente do TK-0851, que são misturados no acumulador de alimentação da Parex (D-0471), Figura 69. A alimentação entra pelo topo da zona 1 (Figura 68). O para-xileno existente na alimentação mistura-se com o líquido circulante e desce ao longo da zona 1 onde é adsorvido pelos poros do sólido e transportado através da zona 2. No seu transporte pelo adsorvente, através da zona 2, a pureza do para-xileno aumenta por dessorção seletiva dos restantes componentes da alimentação, dado a sua maior afinidade com o adsorvente. O para-xileno é depois dessorvido na zona 3 pelo dessorvente, paradietilbenzeno (p-DEB), e sai pela linha de extrato. Os restantes componentes da alimentação, que são mais facilmente dessorvidos no peneiro molecular, caem pela zona 1 saindo na corrente de refinado.

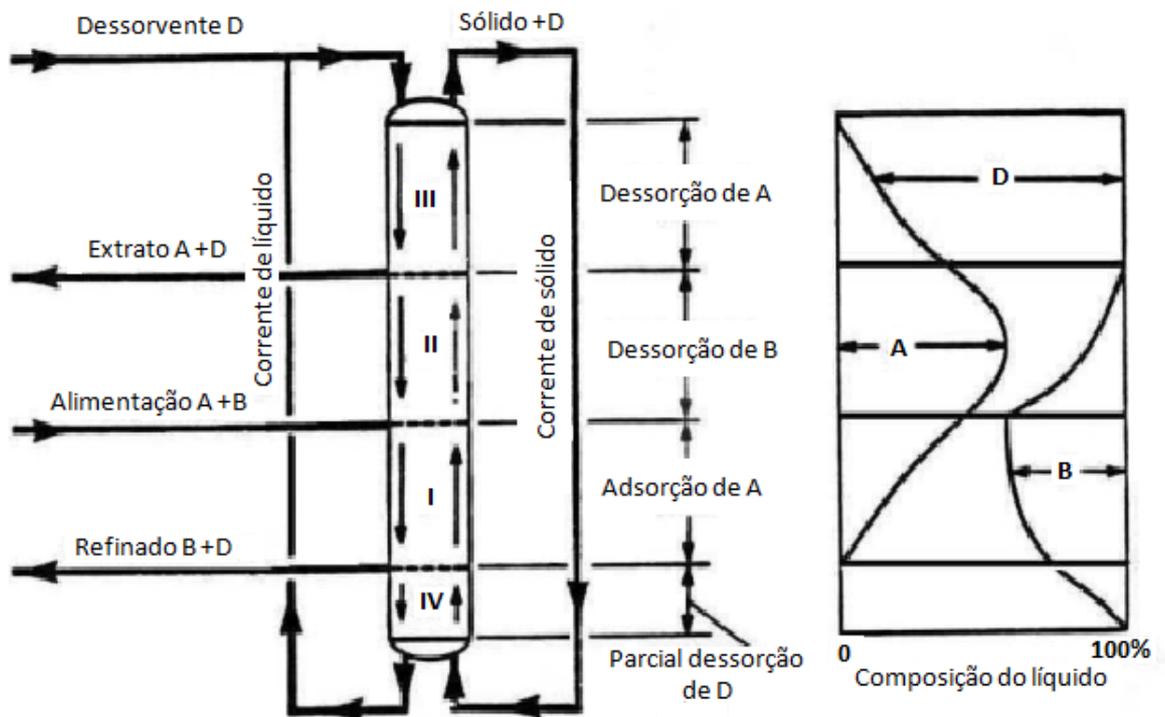


Figura 68. Separação adsortiva com o leito móvel simulado (Galp Energia, 2007).

Unidade Isomar

Na Unidade Isomar tem lugar um processo de isomerização catalítica para converter eficientemente uma mistura de aromáticos numa outra com composição mais equilibrada. Emprega um catalisador de metal nobre com dupla função. Este opera em gamas de pressão e temperatura que favorecem a produção de para-xileno e de orto-xileno a partir do meta-xileno e do etilbenzeno.

A secção de fracionamento de xilenos consiste num separador de xilenos e numa coluna de orto-xileno.

A alimentação para a Unidade Isomar é o refinado que sai da Unidade Parex, Figura 69. O refinado é constituído por C8's com baixo teor de para-xileno. Esta corrente é misturada com gás de reciclo, vaporizada e enviada para um reator de leito fixo. O efluente deste reator é condensado de modo que o gás de reciclo, rico em hidrogénio, possa ser separado do líquido. O líquido é enviado para uma coluna de fracionamento para remover o material leve. O produto de fundo é enviado para tratamento com argila, seguindo depois para uma coluna de recuperação de orto-xileno.

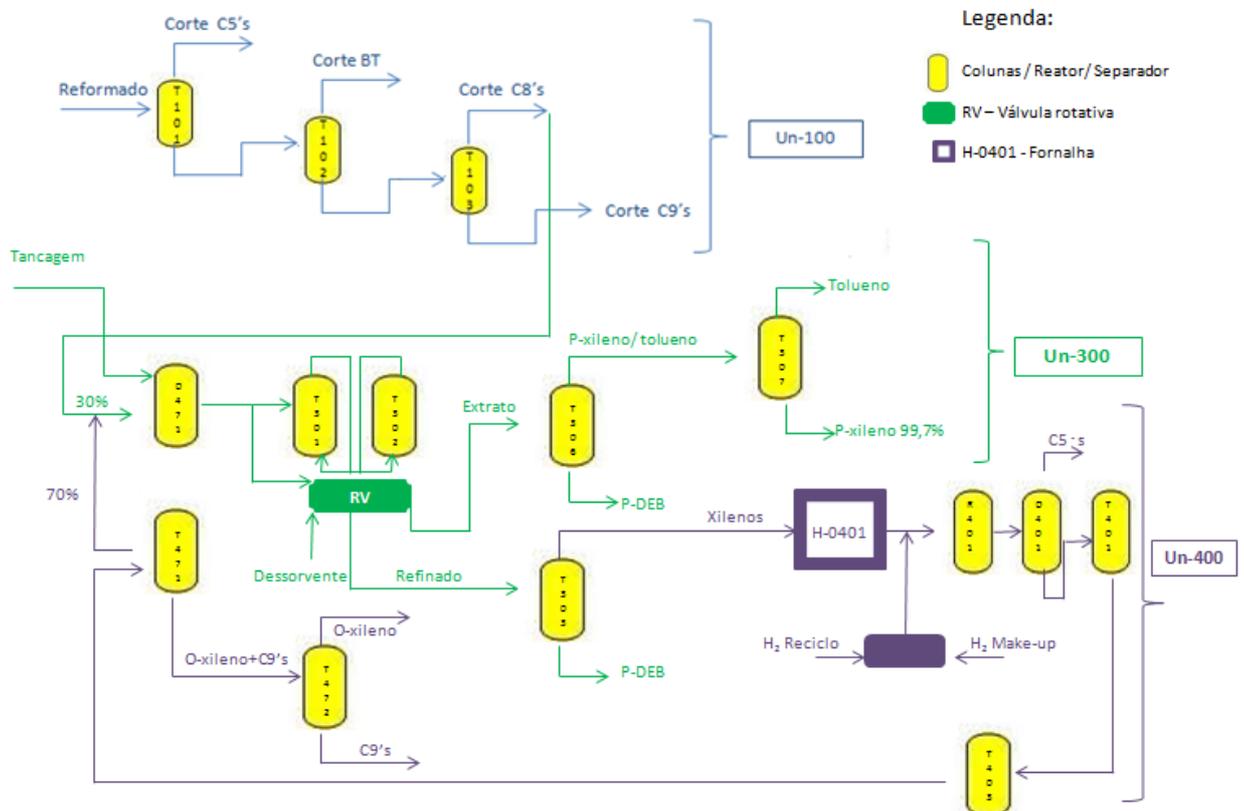


Figura 69. Representação da interação das Un-0300 e Un-0400 com a Un-0100.

8.1.1. Colunas e reator

AS(T)-0301 e AS(T)-0302 – Colunas de adsorção

Entre dois andares adjacentes do adsorvente, há uma grelha distribuidora que também funciona como um prato de apoio ao andar superior. Distribuidores das correntes entre cada andar estão ligados às 24 aberturas periféricas da válvula rotativa. Além das grelhas entre os andares, existem grelhas no topo e no fundo de cada coluna de adsorção, onde o líquido é bombado para as bombas de circulação das colunas de adsorção (P-0301/0302).

Tanto a pressão como a temperatura na câmara das colunas de adsorção são importantes e devem ser controladas segundo os valores de projeto. A temperatura é controlada pela entrada da alimentação e das correntes de dessorvente. A pressão na primeira coluna de adsorção é controlada (PRC- 0304) pelo escoamento para a segunda coluna de adsorção. A pressão, normalmente $8,8 \text{ kg/cm}^2$, é suficientemente elevada para evitar re-evaporações (*flashing*), mas não demasiado elevada para danificar os vedantes da válvula rotativa (Galp Energia, 2007).

Zonas das colunas de adsorção

Notar-se-á que as colunas de adsorção estão divididas em quatro zonas principais (Figura 68). Estas são:

Zona I: Os andares entre a saída do refinado e a entrada da alimentação. Na zona I o para-xileno na alimentação é adsorvido e o refinado rejeitado.

Zona II: A zona II atua como uma zona de retificação onde o adsorvente é lavado ficando livre de contaminantes. Esta zona assegura que o material adsorvido que passa na zona III é para-xileno e dessorvente puros.

Zona III: Nesta zona, o para-xileno é dessorvido e substituído no adsorvente pelo para-di-etilbenzeno.

Zona IV: Os andares entre os orifícios de entrada do dessorvente e a saída de refinado. Esta zona atua como tampão, separando as zonas de adsorção e dessorção.

AS(T)-0303 – Coluna de refinado

A principal finalidade desta coluna, Figura 69, é separar a corrente de refinado em dessorvente puro, que é reciclado para as câmaras de adsorvente, e numa corrente de aromáticos ricos em C8 que é dirigida para a unidade de isomerização. É essencial um bom funcionamento da coluna para se obter uma boa qualidade de produto e para minimizar a perda de dessorvente. Se a coluna funcionar a uma temperatura demasiado baixa, os aromáticos ricos em C8 saem no fundo, contaminando o dessorvente. Este dessorvente é reciclado no topo da zona 3 e se estes aromáticos ricos em C8 entrarem nesta corrente são arrastados através da zona 3 e saem pela linha de extrato causando um decréscimo da pureza do para-xileno. Por outro lado, se a coluna funcionar a uma temperatura demasiado elevada, perde-se dessorvente pelo topo da coluna. Esta corrente de topo é enviada para a unidade de isomerização, cujo efluente é processado através de uma coluna de regeneração, pelo que o dessorvente sairá pelo fundo desta coluna.

A alimentação entra na coluna de refinado, AS(T)-0303, a pressão controlada, no prato nº 32, Figura 70.

A coluna contém sessenta e cinco pratos e tem 3800 mm de diâmetro. Os cinco pratos superiores são usados para secarem a corrente de topo, de modo a assegurar que a corrente de alimentação à unidade de isomerização esteja isenta de água. O produto de topo é condensado no aeroarrefecedor (E-0312). O efluente do condensador entra então no acumulador de topo (D-0302). Os vapores que não condensaram no arrefecedor E-0312 (essencialmente água e não condensáveis) são sujeitos a um novo arrefecimento com água no condensador de purga (E-0303) (Galp Energia, 2007).

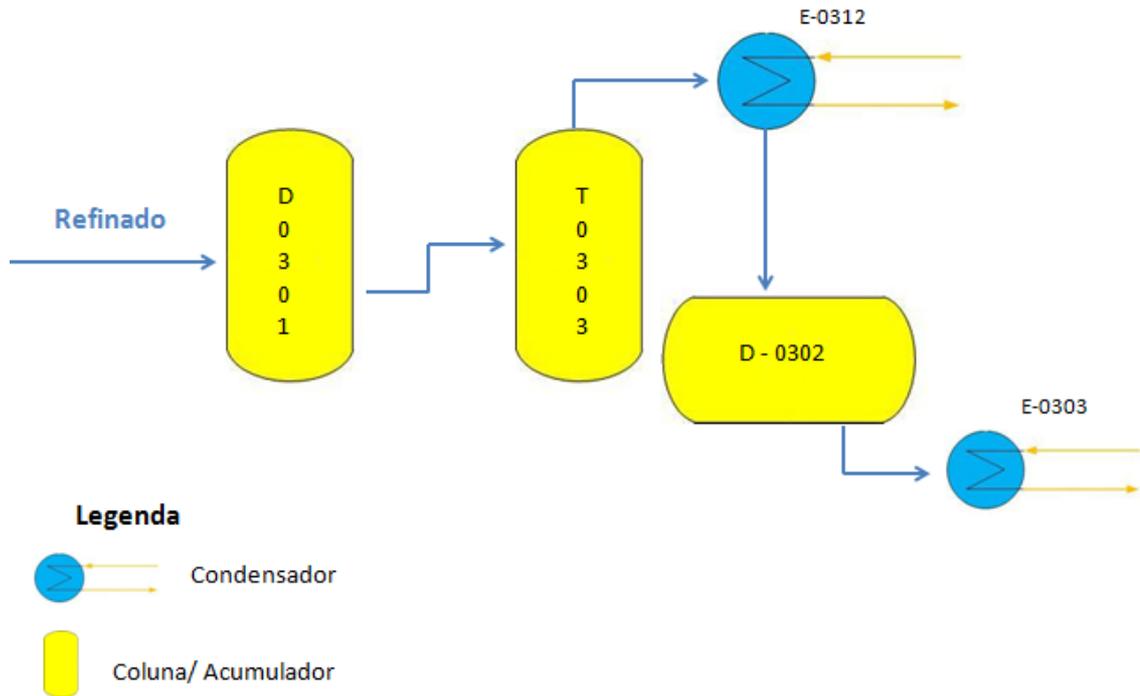


Figura 70. Representação do percurso da alimentação à coluna de refinado, AS(T)-0303.

AS(T)-0306 – Coluna de extrato

A principal função desta coluna é separar a corrente de extrato em dessorvente puro, que é reciclado para as colunas de adsorção e numa corrente rica em para-xileno que é mais tarde fracionada para produzir para-xileno de elevada pureza. A coluna possui cinquenta pratos e tem 2750 mm de diâmetro. É necessário um bom controlo das variáveis de operação da coluna para se obter um produto de boa qualidade e evitarem-se perdas de dessorvente e perdas na recuperação de para-xileno. Se a coluna funcionar a uma temperatura demasiado elevada, não só haverá perda de dessorvente, como também um abaixamento da pureza do para-xileno. Se a coluna estiver demasiado fria, perder-se-á para-xileno pelo fundo da coluna juntamente com o dessorvente. Este é reciclado para as colunas de adsorção onde o para-xileno tem de ser readsorvido. O para-xileno reciclado vai ocupar os poros seletivos que poderiam ser ocupados por para-xileno fresco o que ocasiona perdas globais de recuperação. A alimentação, proveniente de um acumulador de mistura (D-0303), entra na coluna de extrato, a caudal controlado, no prato número 25, Figura 71. O vapor de topo sai da coluna e é condensado num aeroarrefecedor (E-0313). Metade dos aeroarrefecedores tem ventiladores acionados por motores de velocidade variável de modo a permitir a regulação da temperatura. A corrente condensada é enviada para o acumulador de topo (D-0304).

O produto do acumulador é bombado pelas bombas de topo (P-0311). Parte faz refluxo à coluna, a caudal controlado por um controlador diferencial de temperatura (TdRC-0315). O restante, alimenta a coluna final (AS(T)-0307) a caudal controlado por um controlador de nível instalado no acumulador (LIC-322). O produto de fundo, que deverá ser dessorvente puro, é bombado pelas bombas P-0310 para o acumulador de dessorvente sob controlo de nível (LIC-0320A). Uma fornalha (H-0302) fornece calor à coluna (Galp Energia, 2007).

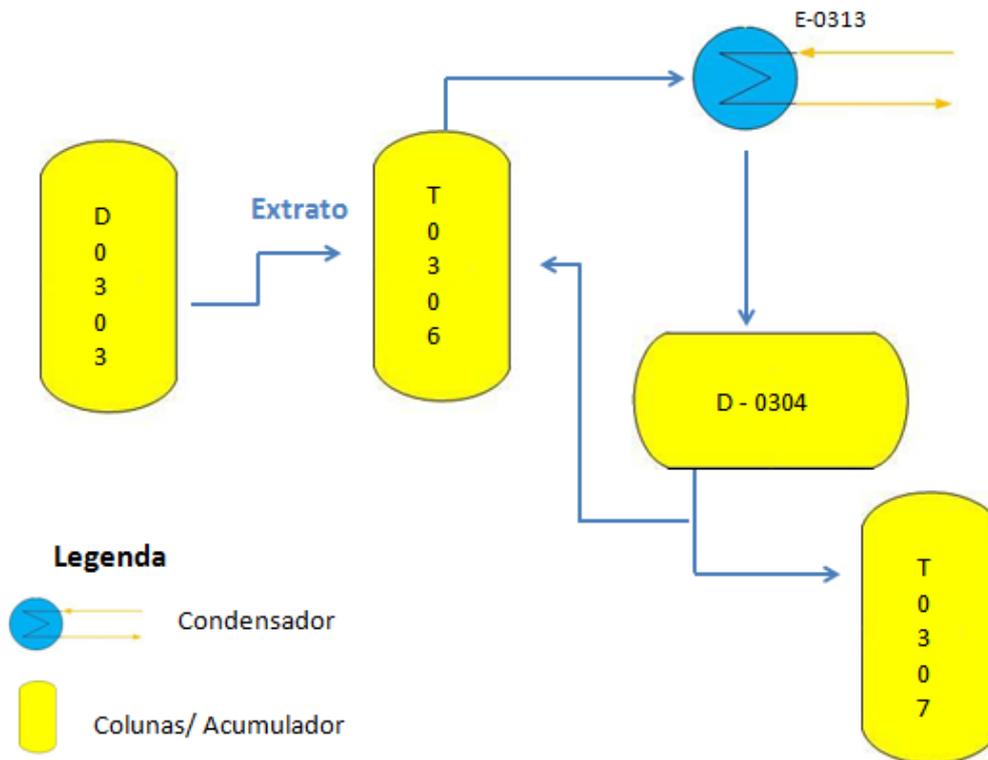


Figura 71. Representação do percurso da alimentação à coluna de extrato, AS(T)-0306.

AS(T)-0309 – Coluna de regeneração do dessorvente

A função principal da coluna de regeneração do dessorvente é remover do dessorvente qualquer componente pesado. A coluna é constituída por vinte pratos e tem 660 mm de diâmetro.

A corrente de alimentação é retirada a caudal controlado (FRC-0328) e pode entrar na coluna quer abaixo do prato número 1 ou do prato número 11. O produto (pesado) do fundo é retirado manualmente numa operação descontínua. O líquido do fundo é bombado para óleo combustível através da bomba P-0320.

O vapor de topo é condensado num permutador de água (E-0311). O líquido condensado é enviado para o acumulador de topo (D-0306). Os não-condensáveis são purgados pelo topo do acumulador para o coletor de purgas (AS(T)-0311). O produto de topo é bombado pela bomba (P-0308). Parte faz refluxo à coluna a caudal controlado (FRC-0329) através de leitura do nível do acumulador (LIC-0318). O restante entra na corrente de alimentação à coluna de refinado, a caudal controlado por leitura do nível do fundo da coluna (LIC-0316), reentrando no processo (Galp Energia, 2007).

AS(T)-0307 – Coluna final

A função desta coluna é remover os componentes leves da corrente de topo da coluna de extrato e produzir para-xileno de alta pureza. A alimentação é proveniente do topo da coluna de extrato. O vapor de topo é condensado no arrefecedor de ar (E-0314), e entra no acumulador de topo (D-0305). Os não condensáveis são purgados pelo topo do acumulador. Esta linha tem uma purga de azoto. O produto do topo, que é principalmente constituído por tolueno impuro, é bombado pela bomba P-0314, sendo uma parte arrefecida num permutador de água (E-0309) e enviada para armazenagem de "*blending*" a caudal controlado. A restante faz refluxo à coluna a caudal controlado (FRC-0337), através da leitura de temperatura (TIC-0321).

A potência calorífica fornecida à coluna é mantida num valor constante. São utilizados dois revaporizadores, sendo um deles o permutador de dessorvente. O principal objetivo deste permutador é manter a temperatura do dessorvente constante (TRC-0322).

O produto de fundo da coluna, para-xileno de elevada pureza, é bombado a caudal constante, arrefecido num permutador de água (E-0308), e enviado para o tanque de armazenagem de para-xileno (Galp Energia, 2007).

Válvula rotativa

A válvula rotativa é um dispositivo especial de distribuição que envia e recebe, as sete correntes processuais numa sequência correta para e a partir dos vinte e quatro andares. Os componentes funcionais básicos da válvula rotativa são: uma base, um prato rotativo separado por uma membrana de selagem em teflon e uma cúpula de topo. O prato do fundo, a base, está estacionário e as correntes processuais entram e saem através deste prato. O prato do topo, é um prato rotativo, acionado por um macaco hidráulico através dum mecanismo de roda dentada e veio.

O controlador do ciclo temporal da válvula rotativa fornece, às válvulas de solenoide, impulsos elétricos. Estes impulsos fazem entrar ou sair óleo hidráulico do reservatório para o macaco hidráulico a uma cadência adequada, de forma a fazer avançar o prato rotativo passo a passo. A junta em teflon evita fugas entre as várias passagens de fluido no prato inferior estacionário. Aplica-se uma pressão de selagem ao prato rotativo, para mantê-lo firme de encontro à face inferior da válvula. Esta força vertical no prato rotativo esmaga o teflon e permite uma selagem eficiente entre as várias passagens do fluido processual na face inferior da válvula (Galp Energia, 2007).

R-0401 e AS(T)-0401 – Reator e desepitanizador

A alimentação à Unidade Isomar é o corte lateral da coluna Parex de refinado. É um corte de aromáticos C8, seco (5-10 ppm H₂O), com muito baixo teor de para-xileno. A alimentação é atomizada pelo gás de reciclo e recebe uma injeção de cloreto à entrada do permutador E-0401. Neste permutador, a alimentação combinada (assim designada por resultar da combinação da alimentação à coluna Isomar, com gás de reciclo e com cloreto), permuta calor com o efluente do reator antes de entrar na fornalha (H-0401) (Figura 72).

A fornalha aquece a alimentação combinada até à temperatura da reação. A temperatura de saída da fornalha é controlada pelo TRC-0441 por regulação do caudal de entrada de combustível na fornalha. A fornalha está projetada para usar tanto fuelóleo como fuel-gás. A corrente de saída da fornalha entra no reator (R-0401), onde os xilenos são convertidos numa mistura quase em equilíbrio, e parte do etilbenzeno é convertido em xileno. A reação é levemente exotérmica estando o efluente do reator normalmente 8-15 °C mais quente que a alimentação. O efluente do reator permuta calor com a alimentação combinada para recuperação de energia. Seguidamente é arrefecido no aeroarrefecedor (E-0402) e no condensador (E-0403), antes de entrar no separador (D-0401). No separador, a fase gasosa separa-se da líquida. O líquido do separador é bombado e permuta calor (E-0405) com o produto de fundo do desepitanizador antes de entrar no 20º andar do desepitanizador (AS(T)-0401). O produto de fundo do desepitanizador é enviado para a coluna de argila (AS(T)-0403) para remoção de vestígios de olefinas (Galp Energia, 2007).

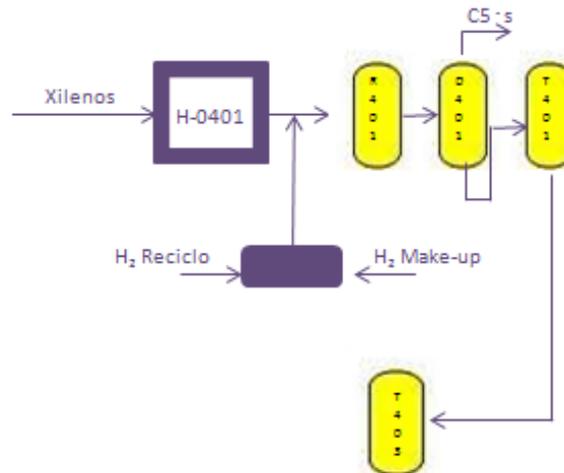


Figura 72. Representação esquemática do reator, separador e deseptanizador.

AS(T)-0471 e AS(T)-0472 – Unidade de fracionamento de xilenos

A unidade de fracionamento de xilenos recebe o produto de fundo, rico em aromáticos, do deseptanizador da unidade Isomar e produz o caudal de alimentação à unidade Parex e um caudal de orto-xileno. O produto de fundo do deseptanizador Isomar é tratado com argila e é enviado para a coluna de separação AS(T)-0471, sendo o seu caudal controlado pela FIC-0416, através de um controlador de nível do fundo do deseptanizador Isomar, Figura 73. A alimentação pode entrar na coluna de 130 pratos (até ao 30º é cheia com enchimento SULZER), nos pratos números 96, 80 ou 66. Nesta coluna, o produto de fundo do deseptanizador Isomar e uma corrente suplementar de C8's são fracionados numa corrente de topo contendo C8 aromáticos, benzeno, tolueno e C8 saturados em pequena quantidade, e uma corrente de fundo contendo orto-xileno e C9⁺ aromáticos. O produto de topo é retirado do prato número 126 e enviado por ação da gravidade para o acumulador de alimentação à Parex D-0471. Os vapores de topo da coluna de separação de xilenos são condensados no condensador E-0471 e recolhidos no acumulador de topo D-0472. O produto de fundo da coluna de separação de xilenos passa através duma linha de duas polegadas para a coluna de orto-xileno AS(T)-0472, e o seu caudal é controlado pelo FIC-0419. Esta coluna separa o orto-xileno dos aromáticos pesados C9⁺ (Galp Energia, 2007).

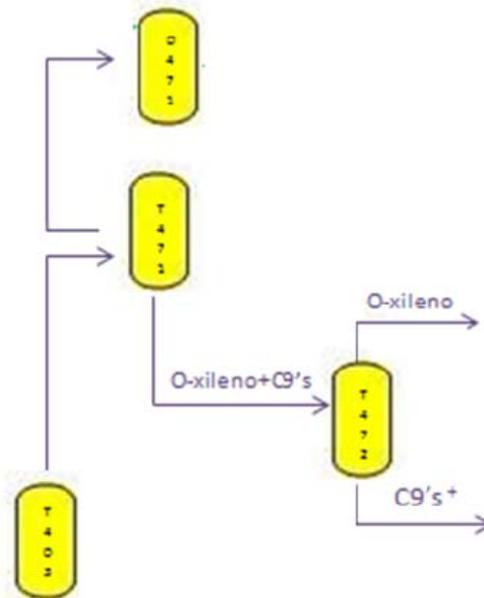


Figura 73. Representação esquemática da unidade de fracionamento de xilenos.

8.1.2. Correntes Processuais

Como já referido anteriormente, a alimentação à unidade Parex é a corrente de destilado proveniente do corte lateral do separador de xilenos "Xylene splitter" (AS(T)-0471), à qual se adiciona uma corrente de meta + para-xileno proveniente do TK-0851. A mistura das correntes dá-se no acumulador de alimentação da Parex (D-0471) (Galp Energia, 2007). Outra corrente de entrada é a de hidrogénio, chamada gás de reciclo, utilizada na unidade Isomar. A pureza de hidrogénio do gás de reciclo é monitorizada em contínuo por um analisador em linha (AR-0401) localizado na linha de admissão ao compressor.

Das unidades Parex e Isomar são retiradas seis correntes de composições distintas: corte de tolueno, proveniente do topo da coluna AS(T)-0307, corte de p-xileno com uma pureza de cerca de 99,7 %, que constitui a corrente de fundo da coluna AS(T)-0307, as correntes gasosa e líquida, constituídas por C5s⁻, retiradas do separador D-0401, e por fim da coluna AS(T)-0472 são retiradas pelo topo, o orto-xileno, e pelo fundo, uma corrente de C9s⁺ aromáticos. Estas correntes são caracterizadas com mais pormenor a seguir.

Corte de mistura de xilenos (Alimentação)

A alimentação à unidade Parex, é composta por uma corrente de destilado proveniente do corte lateral do separador de xilenos (AS(T)-0471) e por outra de meta e para-xileno proveniente do TK-0851. Estas correntes são misturadas no acumulador da Parex (D-0471). A alimentação é pré-aquecida no permutador (E-0301), que utiliza vapor de média pressão como meio de aquecimento. A alimentação é depois filtrada (F-0301), como medida de precaução para evitar possíveis danos na válvula rotativa e no medidor de turbina, e enviada para a válvula rotativa a caudal controlado, Figura 74.

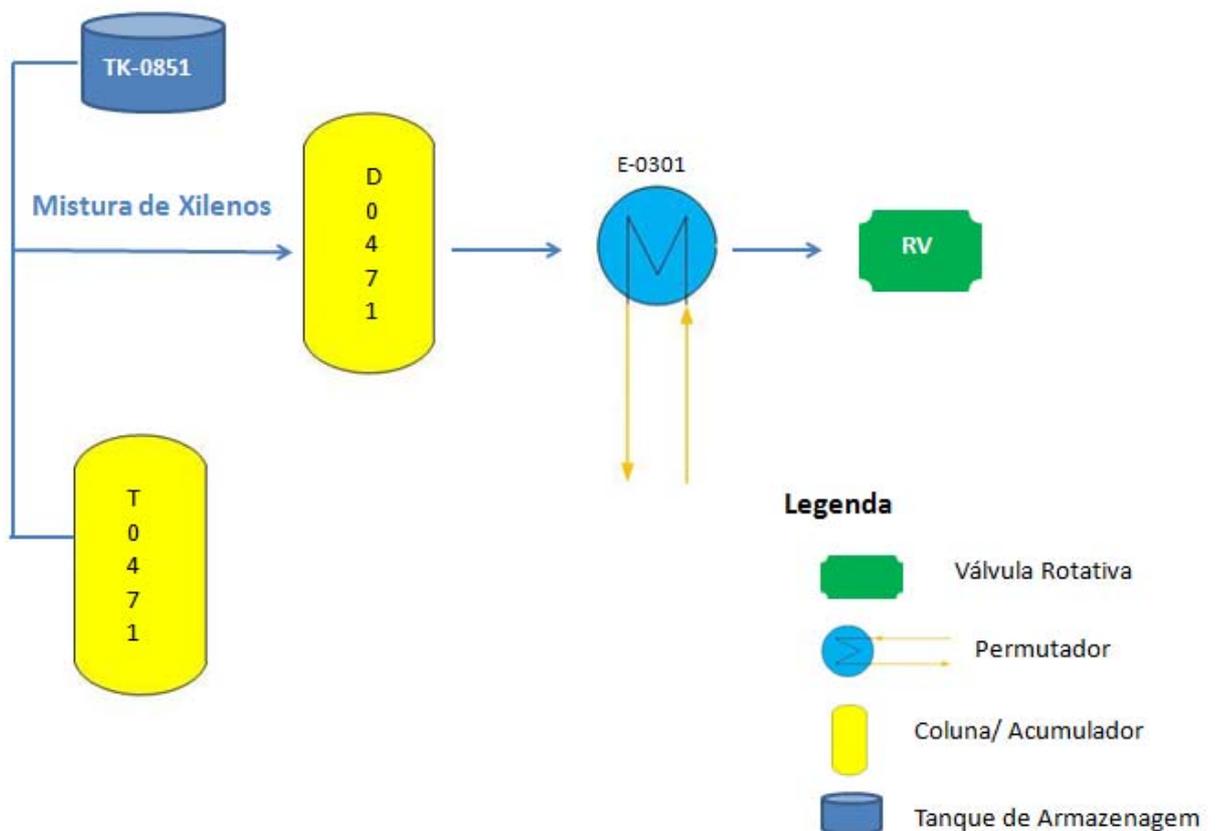


Figura 74. Representação esquemática do percurso da alimentação à unidade Parex.

A composição da alimentação é descrita na Tabela 123.

Tabela 123. Composição mássica da alimentação à Unidade Parex (corte xilenos).

Composição do corte de xilenos	
Composto	Média anual da fração mássica
Pentano	1,5 %
Hexano	0,7 %
Heptano	0,7 %
Benzeno	0,0 %
Tolueno	0,0 %
Etilbenzeno	14,5 %
o-xileno	22,2 %
p-xileno	18,5 %
m-xileno	41,9 %
Propilbenzeno	0,1 %

Valores das temperaturas do corte de xilenos à entrada da coluna AS(T)-0301, bem como o respectivo caudal, podem ser consultados na Tabela 124.

Tabela 124. Temperaturas e caudal da corrente de xilenos (Alimentação).

Temperaturas do corte de xilenos	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura entrada E-0301	TI0301	145,42	418,57
Temperatura saída E-0302 / Entrada AS(T)-0301	TI0302	177,97	451,12
Caudais do corte de xilenos		(t/d)	(kg/s)
Caudal entrada coluna T-301		567,58	6,57

Gás de reciclo (Alimentação)

A outra corrente, chamada gás de reciclo e cuja composição é apresentada na Tabela 125, vai para a admissão do compressor de reciclo (C-0401). À descarga do compressor junta-se o gás de adição, sendo a corrente reenviada para o circuito do reator. A pureza em hidrogénio do gás de reciclo é monitorizada em contínuo por um analisador em linha (AR-0401), localizado na admissão ao compressor.

Tabela 125. Composição mássica do gás de reciclo.

Composição do gás de reciclo	
Composto	Média anual da fração mássica
H ₂	100 %

Valores da temperatura da corrente de gás de reciclo à entrada da coluna AS(T)-0401, bem como do respectivo caudal, podem ser consultados na Tabela 126.

Tabela 126. Temperaturas e caudal do gás de reciclo à entrada da AS(T)-0401.

Temperatura de gás de reciclo	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura gás de reciclo à entrada da AS(T)-0401	Ti0424	361,30	634,45
Caudal de gás de reciclo		(t/d)	(kg/s)
Caudal total	FQd0401	14,08	0,16

Corte de tolueno

O produto de topo da coluna de extrato, após permutar calor (E-0310) com o produto de fundo da coluna final (AS(T)-0307), entra nesta coluna, no prato 40, para remoção dos componentes C7.

A corrente de saída é rica em tolueno, e é armazenada a caudal controlado (FIC-0338), após passar no condensador TA(E)-0314 (Figura 75). Na Tabela 127 está representada a composição mássica do corte de tolueno e na Tabela 128 apresentam-se as temperaturas e caudal desta corrente.

Tabela 127. Composição mássica do corte de tolueno.

Composição do corte de tolueno	
Composto	Média anual da fração mássica
Benzeno	4 %
Tolueno	84 %
Etilbenzeno	0 %
m-xileno	0 %
p-xileno	10 %

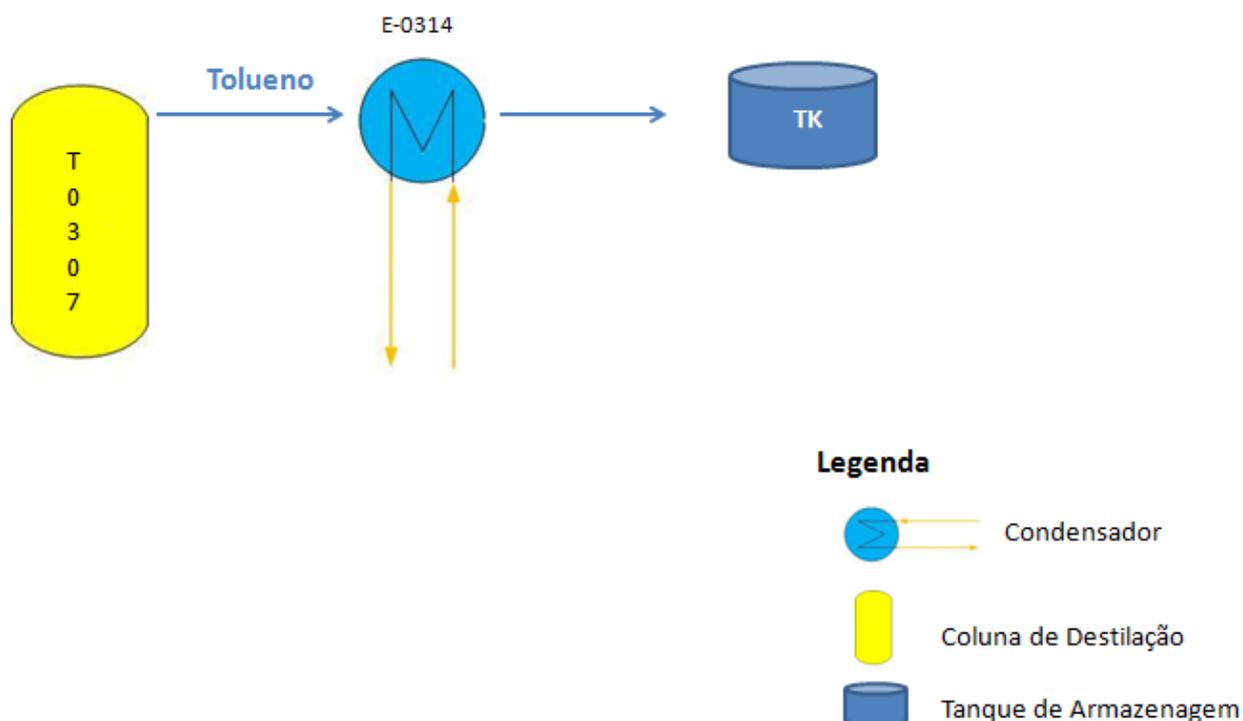


Figura 75. Representação esquemática do percurso do corte de tolueno.

Tabela 128. Temperaturas e caudal do corte de tolueno.

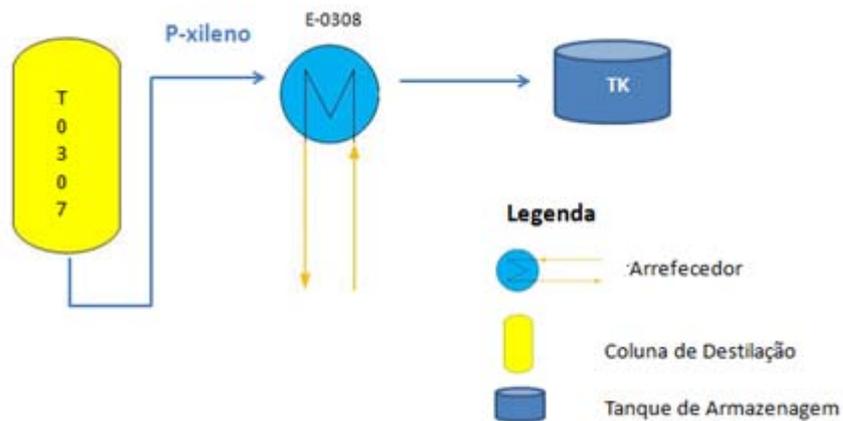
Temperatura do corte de tolueno		Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura topo AS(T)-0307/ Temperatura entrada TA(E)-0314		Ti0355	115,81	388,96
Temperatura saída TA(E)-0314		Tic-0356	58,08	331,23
Caudal do corte de tolueno			(t/d)	(kg/s)
Caudal tolueno		FQd0310	3,57	0,04

Corte P-xileno

O produto de topo da coluna de extrato permuta calor (E-0310) com o produto de fundo da coluna final (AS(T)-0307), entrando esta no prato 40, para remoção dos componentes C7. O produto de fundo, constituído por para-xileno, é bombado (P-0313) a caudal controlado pelo nível do fundo da coluna (LIC-0324) para armazenagem, depois de ser arrefecido no arrefecedor E-0308 (Figura 76). A composição do corte de p-xileno é apresentada na Tabela 129.

Tabela 129. Composição mássica do corte de p-xileno.

Composição do corte de p-xileno	
Composto	Média anual da fração mássica
Benzeno	99,9 %
Hexano	0,05 %
Heptano	0,05 %

**Figura 76.** Representação esquemática do percurso do p-xileno.

Os valores de temperaturas e de caudal do corte de p-xileno, estão apresentados na Tabela 130.

Tabela 130. Temperaturas e caudais do corte de p-xileno.

Temperaturas do corte de p-xileno	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura fundo AS(T)-0307 / Temperatura entrada E-0310	Ti0352	144,5	417,65
Temperatura saída E-0310/ Temperatura entrada E-0308	Ti0347	123,0	396,15
Temperatura saída E-0308	Ti0390	38,5	311,65
Caudal do corte de p-xileno		(t/d)	(kg/s)
Caudal corte p-xileno	-	327,92	3,80

Corte de vent gas e liquid top

Aos vapores do topo do deseptanizador juntam-se os vapores do topo do retificador de líquido, entrando a mistura nos condensadores E-0406 e E-0407. Os efluentes destes condensadores entram no acumulador D-0403 onde há separação de fases, Figura 77.

A pressão na coluna é controlada por um sensor de pressão (PRC-0403), instalado na linha de gases de topo. A pressão controla a quantidade de gás que sai do acumulador de topo e que segue para o acumulador de gás combustível (D-0405).

O retificador de líquidos remove alguns compostos leves da corrente líquida. O aquecimento da coluna é feito num revaporizador com vapor (E-0408) e é controlado pelo caudal de vapor condensado. O produto de fundo é arrefecido (E-0409) e enviado para a armazenagem sob controlo de nível (LIC-0409) do revaporizador.

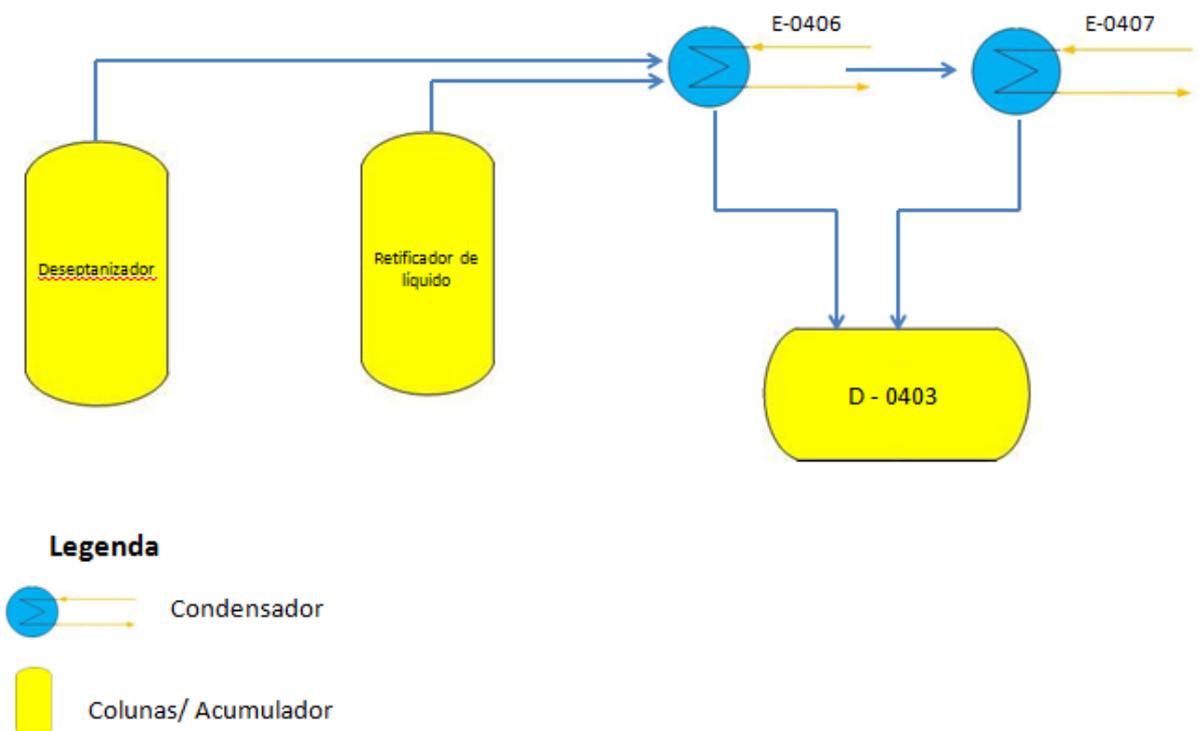


Figura 77. Representação esquemática da produção de *vent gas* e *liquid top*.

A composição do corte de *vent gas* é descrita na Tabela 131.

Tabela 131. Composição mássica do corte de *vent gas*.

Composição do corte de <i>vent gas</i>	
Composto	Média anual da fração mássica
n-pentano	7,9 %
Hexano	0,9 %
Hidrogénio	26,5 %
Metano	13,3 %
Etano	9,2 %
Propano	15,5 %
Butano	26,7 %

Os valores da temperatura e caudal do corte de *vent gas*, expressos em médias anuais, são apresentados na Tabela 132.

Tabela 132. Temperatura e caudal da corrente de *vent gas*.

Temperaturas do corte de <i>vent gas</i>	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura topo AS(T)-0401	TI0412	97,42	370,57
Caudal do corte de <i>vent gas</i>		(t/d)	(kg/s)
Caudal <i>vent gas</i>	FQd0408	23,99	0,28

A composição do corte de *liquid top* da coluna AS(T)-0401, bem como os valores utilizados para as temperaturas e caudais deste corte são descritas nas Tabelas 133 e 134, respetivamente.

Tabela 133. Composição mássica do corte de *liquid top*.

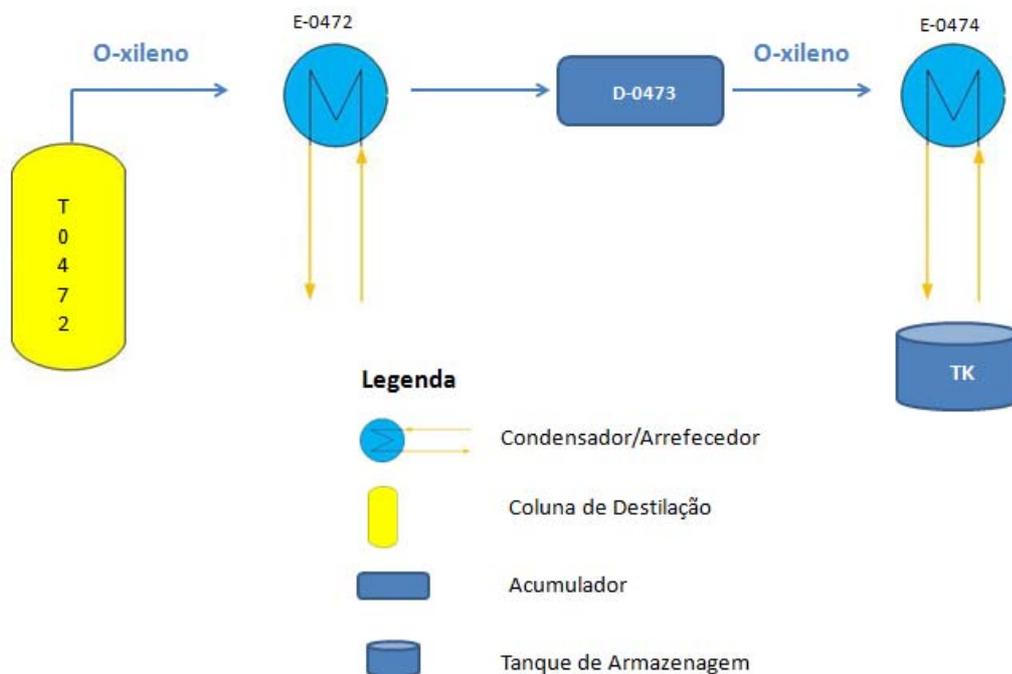
Composição do corte <i>liquid top</i>	
Composto	Média anual da fração mássica
Benzeno	8,0 %
Tolueno	10,0 %
n-pentano	22,8 %
Hexano	22,8 %
Heptano	45,5 %

Tabela 134. Temperatura e caudal da corrente de *liquid top*.

Temperatura do corte de <i>liquid top</i>		Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura topo AS(T)-0401		-	45,62	318,77
Caudal do corte de <i>liquid top</i>			(t/d)	(kg/s)
Caudal <i>liquid top</i>		FQd0410	14,78	0,17

Corte de o-xileno

A coluna de orto-xileno (AS(T)-0472), fraciona o produto de fundo da coluna separadora de xilenos, num produto de topo muito puro (orto-xileno) e num produto de fundo de aromáticos C9⁺, Figura 78. O vapor de topo é condensado no condensador E-0472 e o orto-xileno é enviado para o acumulador D-0473. O orto-xileno é arrefecido no arrefecedor E-0474 e enviado para a armazenagem sob controlo de nível da LIC-0431 (Galp Energia, 2007).

**Figura 78.** Representação esquemática do percurso do o-xileno.

A composição do corte de o-xileno, proveniente da coluna AS(T)-0472, bem como os valores das temperaturas e caudal deste corte, são descritas nas Tabelas 135 e 136, respetivamente.

Tabela 135. Composição mássica do corte de o-xileno.

Composição do corte de o-xileno	
Composto	Média anual da fração mássica
o-xileno	98,8 %
m-xileno	0,4 %
p-xileno	0,02 %
Propilbenzeno	0,1 %
Heptano	0,5 %

Tabela 136. Temperatura e caudal da corrente de o-xileno.

Temperatura do corte de o-xileno	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura topo AS(T)-0472/ Temperatura entrada E-0472	Ti0433	145,50	418,65
Temperatura saída E-0472 / Temperatura entrada E-0474	Tic-0436	138,00	411,15
Temperatura saída E-0474	Ti0438	33,18	306,33
Caudal do corte de o-xileno		(t/d)	(kg/s)
Caudal de Saída de o-xileno	FQd0423	113,54	1,31

Corte de C9's

O produto de fundo da coluna AS(T)-0472 é arrefecido no E-0473 e enviado para armazenagem de produtos aromáticos pesados a caudal controlado (FIC-0422), por medição do nível de fundo da coluna LIC-0429 (Galp Energia, 2007), Figura 79.

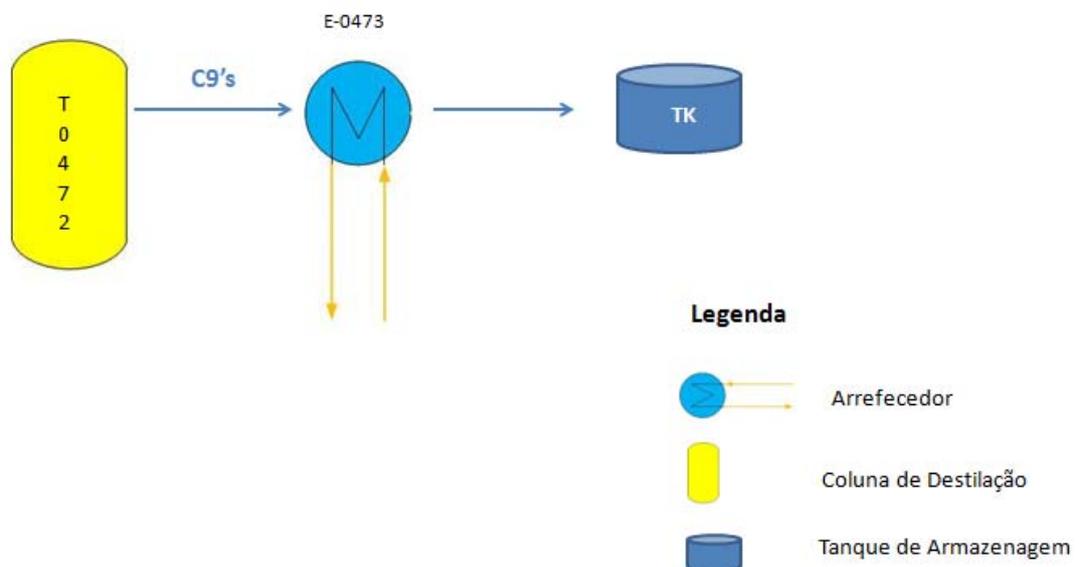


Figura 79. Representação do percurso do C9's para armazenagem.

A composição da corrente de C9's, é apresentada na Tabela 137.

Tabela 137. Composição mássica do corte de o-xileno.

Composição do corte de C9's	
Composto	Média anual da fração mássica
1,2,4- trimetilbenzeno	100 %

A Tabela 138 apresenta as temperaturas e caudal da corrente de C9's.

Tabela 138. Temperaturas e caudais do corte de C9's.

Temperaturas do corte de C9's	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura saída E-0473	TI0437	33,18	306,33
Caudal do corte de C9's		(t/d)	(kg/s)
Caudal fundo AS(T)-0252	FQd0422	19,28	0,22

8.1.3. Vapor de baixa, média e alta pressão

O vapor de baixa pressão é utilizado para limpeza de equipamentos que processem benzeno ou para-xileno, como indicado nos *P&ID's*. Os consumos de vapor de baixa pressão não são especificados, são no entanto baixos (Galp Energia, 2007). O vapor de média pressão é fornecido pela Fábrica de Utilidades a uma temperatura na ordem dos 260 °C e a cerca de 1700 kPa de pressão absoluta. O vapor de média pressão que entra na unidade destina-se aos equipamentos E-301 e E-307 e fornalhas H-0301 e H-0302 da unidade Parex, e aos equipamentos E-408, H-0401, H-0402, H-0471 e H-0472 da unidade Isomar (Galp Energia, 2007). O vapor de alta pressão é fornecido a uma temperatura na ordem dos 380 °C e a cerca de 6400 kPa de pressão absoluta. Este vapor destina-se à Unidade 0400, mais propriamente ao compressor C-0401.

8.2. Apresentação de resultados da análise energética às Un-0300 e Un-0400

Neste subcapítulo são analisados os resultados obtidos na análise energética das Un-0300 e Un-0400, para uma temperatura ambiente de referência de 0 °C. Todos os cálculos efetuados nestes formulários estão publicados em CD em anexo, de uma forma mais detalhada.

A energia introduzida nas Unidades 0300 e 0400 é referente às potências da eletricidade, vapor de média e de alta pressão, alimentação da coluna AS(T)-0301, *make-up* de hidrogénio, fuel-gás e fuelóleo. Estas encontram-se apresentadas na Tabela 139.

Tabela 139. Potências introduzidas nas Unidades 0300/0400.

Potências energéticas introduzidas na unidade	
Fonte	Valor (kW)
Alimentação	2624
H ₂	984,8
Fuel-gás	40690
Fuelóleo	32727
Vapor de média	10003
Vapor de alta pressão	922,9
Eletricidade	1333
Total	89285

Verifica-se que grande parte da potência introduzida nas unidades está associada ao fuel-gás, 45,6 % da potência total introduzida, seguida da do fuelóleo, 36,7 %. Estes combustíveis são utilizados para o funcionamento das fornalhas, que serão alvo de estudo de forma a avaliar as irreversibilidades dos processos aí decorrentes. Em relação à potência útil que abandona a unidade, encontra-se nos cortes provenientes da coluna AS(T)-0307 (corte de topo e de fundo da coluna), nos cortes de topo da coluna AS(T)-0401, corrente *vent gas* e corrente *liquid top*, e nos cortes de fundo e de topo da coluna T-0472 (Tabela 140).

Tabela 140. Potências retiradas das Unidades 0300/0400.

Potência útil retirada da unidade	
Fonte	Valor (kW)
Corte tolueno	24,53
Corte p-xileno	966,7
Corte <i>vent gas</i>	-308,3
Corte <i>liquid top</i>	-267,5
Corte o-xileno	298,6
Corte C9's	-12,57
Total	701,5

Os valores negativos das potências de algumas das correntes devem-se à parcela associada à entalpia de formação. No entanto, os valores da entalpia física destas correntes são positivos, mas logicamente o somatório das duas parcelas acaba por ser negativo dado o maior peso da entalpia de formação.

De acordo com a expressão 4.9.1, que dá o rendimento da unidade em termos da potência útil em relação à consumida, obteve-se um rendimento $\eta_a = 0,79\%$. Este valor é extremamente baixo e é devido ao facto de que a energia é consumida para separar a corrente processual nos seus componentes. Ora em termos energéticos tal não é detectável, pois o potencial energético das correntes de saída é grosso modo igual ao da corrente de entrada, ainda por cima se se atentar a que os níveis de temperatura nas entradas e nas saídas são muito próximos.

As perdas de energia ocorrem nos aeroarrefecedores, permutadores e condensadores e fornalhas. As perdas nos aeroarrefecedores são apresentadas na Tabela 141.

Tabela 141. Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores.

Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores			
Equipamento	Entalpia de entrada (kW)	Entalpia de saída (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
E-0308	1550	966,7	583,7
E-0309	37,97	35,78	2,19
E-0409	96,13	25,25	70,88
E-0474	428,6	240,7	187,9
E-0475	- 31,91	- 48,90	16,99
Total			861,7

Analisando os valores das potências perdidas é de realçar as perdas no aeroarrefecedor E-0308, 68 % das perdas totais neste grupo de equipamentos, seguido do aeroarrefecedor E-0474, 22 % das perdas totais.

Nos condensadores contabilizados, as perdas são superiores às verificadas nos aeroarrefecedores, como pode ser analisado na Tabela 142.

Tabela 142. Perdas caloríficas dos condensadores.

Perdas caloríficas dos condensadores			
Equipamento	Potência entálpica de entrada (kW)	Potência entálpica de saída (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
E-0303	- 352,0	- 356,3	4,29
E-0311	82,94	80,43	2,51
E-0312	- 19700	- 29278	9578
E-0313	7586	6408	1178
E-0314	3117	2555	562,2
E-0402	3128	2045	1083
E-0403	2045	1700	344,8
E-0406	126,6	106,2	20,36
E-0407	106,2	99,41	6,82
E-0471	-9048	- 18745	9697
E-0472	1855	1706	149,4
Total			22626

Neste grupo de equipamentos, destacam-se as perdas nos condensadores E-0471 e E-0312, representando 42,9 % e 42,3 % das perdas totais, respetivamente. As perdas nestes condensadores são justificadas pela diferença de temperatura entre as correntes de entrada e de saída, cerca de 26 °C, e pelo elevado caudal em circulação.

As perdas contabilizadas nos condensadores, representam cerca de 25,3 % das perdas totais nas Unidades 0300/0400, enquanto com as perdas nos aeroarrefecedores, representam cerca de 1 %. No caso dos permutadores em que são conhecidos dados que permitem a contabilização das perdas, estas são bastante inferiores às ocorridas nos condensadores mas superiores às contabilizadas nos aeroarrefecedores, cerca de 3,4 % (Tabela 143).

Tabela 143. Perdas caloríficas nos permutadores.

Perdas caloríficas dos permutadores			
Equipamento	Potência entálpica de entrada (kW)	Potência entálpica de saída (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
E-302 - p-DEB – Corrente quente	4948,7	3574	157,6
E-0302 – refinado – Corrente fria	- 15996	- 14463	
E-304 - p-DEB – Corrente quente	3110	2364	582,6
E-0304- extrato – Corrente fria	9392	9556	
E-310 - fundo AS(T)-0307 – Corrente quente	1730	1550	36,43
E-0310 - alimentação AS(T)-0307 – Corrente fria	1482	1626	
E-0405 – xilenos – Corrente quente	10130	7993	2220
E-405 – m-xileno + H ₂ – Corrente fria	3636	7993	
Total			2997

Dos equipamentos analisados, o permutador que envolve maiores perdas energéticas é o E-0405, com 74 % das perdas verificadas neste grupo de equipamentos.

Para a análise energética e exergética da fornalha H-0301, foram utilizados os dados fornecidos pela refinaria. Foram utilizados os valores médios das médias mensais do período de estudo do presente trabalho (Janeiro a Julho de 2011), dos consumos de combustível, fuel-gás e fuel-óleo. No entanto, o desvio padrão associado ao valor médio destes consumos é considerável, o que se reflete no rendimento da fornalha em cerca de 24 %. Os valores apresentados na Tabela 134, foram obtidos com base na média dos valores médios mensais do período em estudo. Por outro lado, o valor do caudal processual teve que ser ajustado para o dobro, de forma a obter o rendimento da fornalha esperado pela refinaria (82,7 %).

Para determinar os valores do título da corrente, tanto na entrada como na saída da fornalha, simulou-se no *Aspen Hysys* o estado físico das correntes, com base nas condições de entrada e saída deste equipamento. O simulador *Aspen Hysys*, utilizado por indústrias químicas e petroquímicas a nível mundial, permite simular e otimizar processos em desenvolvimento ou operações de processos já existentes. No presente trabalho, foram introduzidas no simulador as composições das correntes processuais a serem aquecidas nas fornalhas. Posteriormente, foram introduzidas as condições de temperatura, pressão, caudal processual e fração mássica de cada componente da corrente. Estes dados foram fornecidos pela refinaria e pelos *P&ID*'s da Unidade 0300, Figuras 80 e 81.

Com base nos dados introduzidos, o simulador *Aspen Hysys*, através de uma simulação dessa corrente, apresenta as propriedades físicas e químicas da mesma, tal como se apresenta na Figura 82. De acordo com a simulação, a corrente encontra-se na fase líquida à entrada da fornalha e no estado de vapor saturado à saída (título igual a 1).

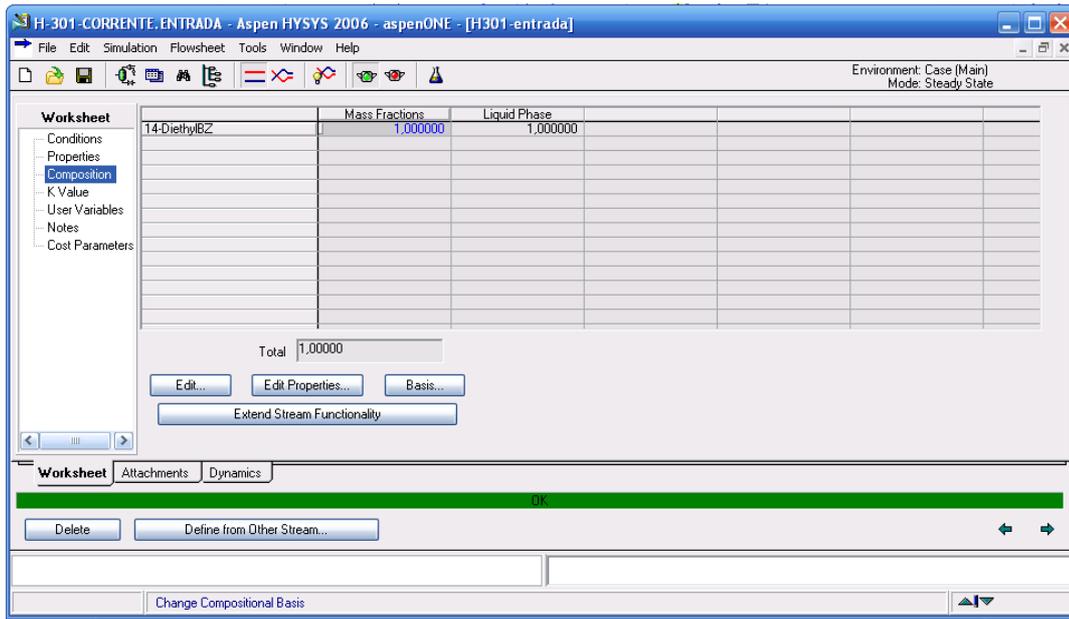


Figura 80. Composição da corrente processual da fornalha H-0301.

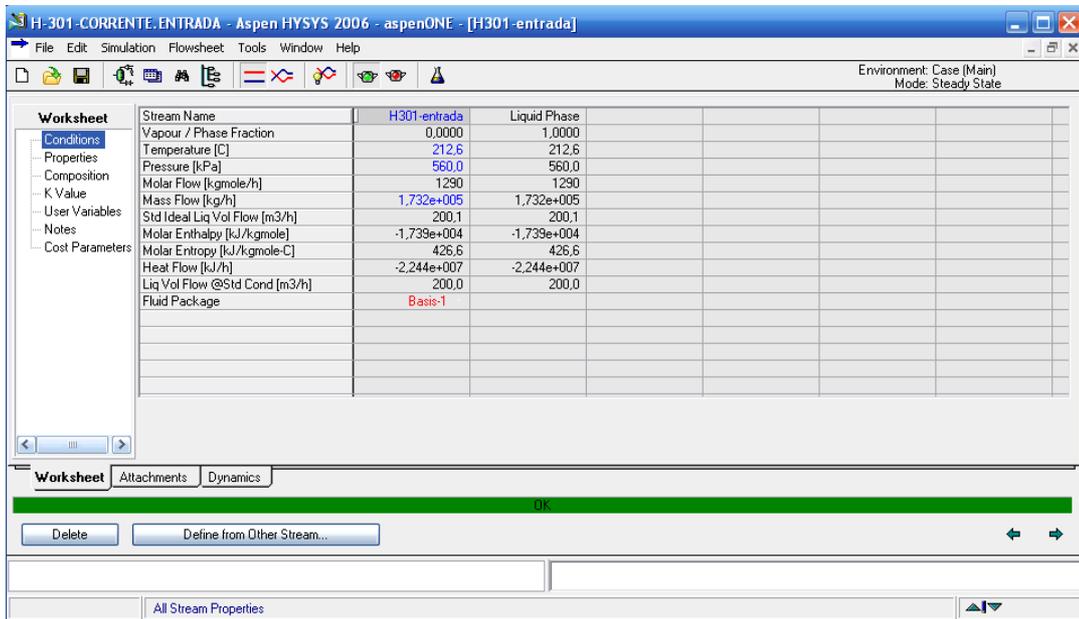


Figura 81. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0301.

Worksheet	Stream Name	H301-entrada	Liquid Phase
Conditions	Molecular Weight	134,2	134,2
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	5,091	5,091
Composition	Mass Density [kg/m3]	683,3	683,3
K Value	Act. Volume Flow [m3/h]	253,4	253,4
User Variables	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-129,6	-129,6
Notes	Mass Entropy [kJ/kg-C]	3,179	3,179
Cost Parameters	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	329,1	329,1
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,452	2,452
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	5,550e+006	5,550e+006
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	4,135e+004	4,135e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	2,122e-314	1,000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	<empty>	<empty>
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	6,448	6,448
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	329,1	329,1
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	3,051e+004	3,051e+004
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	865,4	865,4
	Act. Liq. Flow [m3/s]	7,040e-002	7,040e-002
	Z Factor	2,724e-002	2,724e-002
	Watson K	10,80	10,80
	User Property	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1,026	1,026
	Cp/Cv	1,226	1,226
	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	3,326e+004	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	0,3768	0,3768
	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	866,0	866,0
	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	200,0	200,0
	Liquid Fraction	1,000	1,000

Figura 82. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0301 nas condições de entrada.

Worksheet	Stream Name	H-301-saída	Vapour Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000	1,0000
Properties	Temperature [C]	220,3	220,3
Composition	Pressure [kPa]	177,5	177,5
K Value	Molar Flow [kgmole/h]	1290	1290
User Variables	Mass Flow [kg/h]	1,732e+005	1,732e+005
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	200,1	200,1
Cost Parameters	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	2,321e+004	2,321e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	511,1	511,1
	Heat Flow [kJ/h]	2,994e+007	2,994e+007
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	200,0	200,0
	Fluid Package	Basis-1	

Figura 83. Condições de saída da corrente processual da fornalha H-0301.

Worksheet	Stream Name	H-301-saída	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	134,2	134,2
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	4,612e-002	4,612e-002
Composition	Mass Density [kg/m3]	6,190	6,190
K Value	Act. Volume Flow [m3/h]	2,798e+004	2,798e+004
User Variables	Mass Enthalpy [kJ/kg]	172,9	172,9
Notes	Mass Entropy [kJ/kg-C]	3,808	3,808
Cost Parameters	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	272,4	272,4
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,030	2,030
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	5,550e+006	5,550e+006
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	4,135e+004	4,135e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	4,941e-324	1,000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	2,798e+004	2,798e+004
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	6,448	6,448
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	272,4	272,4
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	3,051e+004	3,051e+004
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	865,4	865,4
	Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
	Z Factor	0,9382	0,9382
	Watson K	10,80	10,80
	User Property	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1,031	1,031
	Cp/Cv	1,040	1,040
	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	3,881e+004	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	1,365	1,365
	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	866,0	866,0
	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	200,0	200,0
	Liquid Fraction	0,0000	0,0000

Figura 84. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0301 nas condições de saída.

Os resultados da análise energética à fornalha H-0301 são apresentados na Tabela 144.

Tabela 144. Perdas caloríficas na fornalha H-0301.

Perdas Caloríficas da Fornalha H-0301			
	Corrente	Potência (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
Entrada	Fuelóleo	11826,	
	Fuel -gás	6923	
	Aquecimento dos reagentes	407,1	
Total		19154	
Saída	Calor dos fumos	3177	3177
	Calor útil fornecido à corrente	13925	2054
Total			5231

O rendimento obtido foi de 72,7 %. Este valor, tendo em conta que o desvio padrão associado ao consumo de combustíveis tem um impacto significativo nos resultados, poderá eventualmente aproximar-se do rendimento dado pela refinaria através do simulador *Aspen Hysys* (cerca de 82,7 %), caso o consumo de combustível seja inferior ao valor médio dos consumos. Entre os valores de desvio do consumo de combustível e os possíveis desvios do caudal processual, fatores que influenciam o rendimento da fornalha, poder-se-á dizer que seria relevante aferir as medições de caudais, de forma a determinar o desvio associado ao rendimento da fornalha H-0301.

No estudo da fornalha H-0302, verificou-se mais uma vez um desvio padrão significativo associado ao valor médio dos consumos de combustíveis, tendo este uma influência de cerca de 21 % no rendimento da fornalha. Para determinar o impacto do desvio padrão do consumo de combustíveis, foi determinado o rendimento da fornalha para o valor médio de consumo de fuelóleo e fuel-gás, assim como para o consumo médio mais o desvio padrão associado a cada um dos consumos de combustível. Com os valores obtidos para o rendimento da fornalha nas duas situações, foi determinado o desvio ao valor médio. Os valores apresentados na Tabela 136 foram obtidos com base na média dos valores médios mensais do período em estudo.

Tal como sucedido na fornalha H-0301, para determinar os valores do título da corrente, tanto na entrada como na saída da fornalha, simulou-se no *Aspen Hysys* o estado físico das correntes, com base nas condições de entrada e saída deste equipamento. Estes dados foram fornecidos pela refinaria e pelos *P&ID*'s da Unidade 0300 (Figuras 85 a 89).

Mass Fractions	
14-DiethylBZ	1,000000

Total 1,000000

Buttons: Edit..., Edit Properties..., Basis..., Extend Stream Functionality

Tabs: Worksheet (selected), Attachments, Dynamics

Buttons: OK, Delete, Define from Other Stream...

Figura 85. Composição da corrente processual da fornalha H-0302.

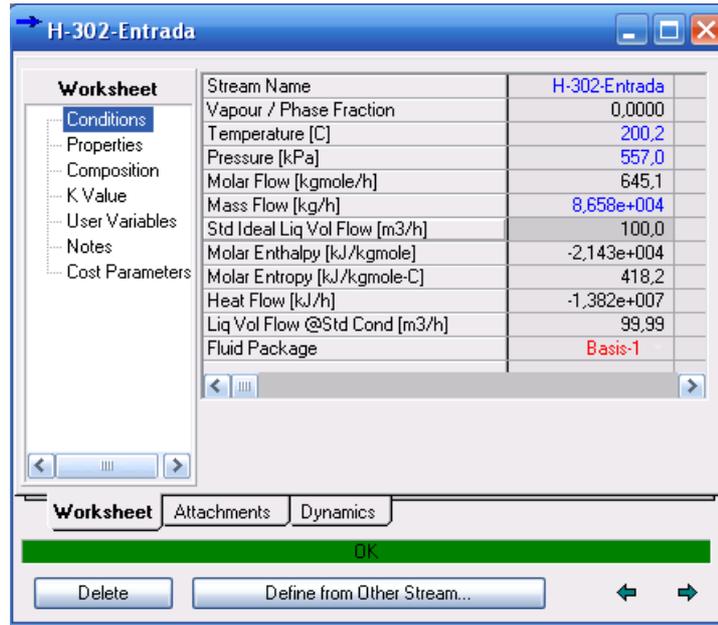


Figura 86. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0302.

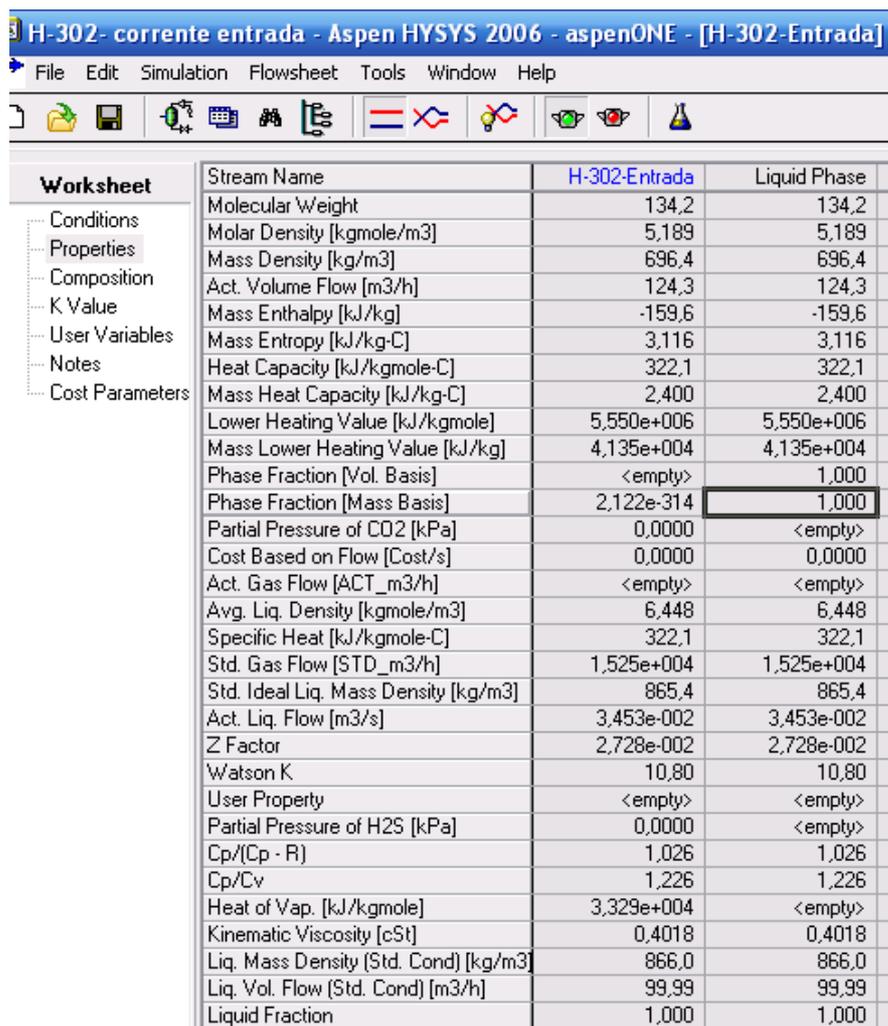


Figura 87. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0302 nas condições de entrada.

Worksheet		Stream Name	H-0302-Saída
Conditions	Vapour / Phase Fraction		1,0000
Properties	Temperature [C]		208,1
Composition	Pressure [kPa]		177,5
K Value	Molar Flow [kgmole/h]		645,1
User Variables	Mass Flow [kg/h]		8,658e+004
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]		100,0
Cost Parameters	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]		1,993e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]		504,4
	Heat Flow [kJ/h]		1,285e+007
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]		99,99
	Fluid Package		Basis-1

Figura 88. Condições de saída da corrente processual da fornalha H-0302.

Worksheet	Stream Name	H-0302-Saída	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	134,2	134,2
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	4,754e-002	4,754e-002
Composition	Mass Density [kg/m3]	6,380	6,380
K Value	Act. Volume Flow [m3/h]	1,357e+004	1,357e+004
User Variables	Mass Enthalpy [kJ/kg]	148,5	148,5
Notes	Mass Entropy [kJ/kg-C]	3,758	3,758
Cost Parameters	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	267,6	267,6
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	1,994	1,994
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	5,550e+006	5,550e+006
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	4,135e+004	4,135e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	4,941e-324	1,000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	1,357e+004	1,357e+004
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	6,448	6,448
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	267,6	267,6
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	1,525e+004	1,525e+004
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	865,4	865,4
	Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
	Z Factor	0,9332	0,9332
	Watson K	10,80	10,80
	User Property	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1,032	1,032
	Cp/Cv	1,042	1,042
	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	3,881e+004	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	1,288	1,288
	Liq. Mass Density [Std. Cond] [kg/m3]	866,0	866,0
	Liq. Vol. Flow [Std. Cond] [m3/h]	99,99	99,99
	Liquid Fraction	0,0000	0,0000

Figura 89. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0302 nas condições de saída.

O rendimento obtido para a fornalha H-0302 foi de 76,5 %, enquanto o valor dado pelo *Aspen Hysys* foi de 85,8 %. Mais uma vez, o desvio padrão associado ao consumo de combustível tem um impacto significativo, o que poderá justificar o desvio entre o rendimento obtido no presente trabalho e o valor do simulador. Os resultados da análise energética à fornalha H-0302 são apresentados na Tabela 145.

Tabela 145. Perdas caloríficas na fornalha H-0302.

Perdas Caloríficas da Fornalha H-0302			
	Corrente	Potência (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
Entrada	Fuelóleo	3074	
	Fuel -gás	3018	
	Aquecimento dos reagentes	105,7	
Total		6197	
Saída	Calor dos fumos	907,0	907,0
	Calor útil fornecido à corrente	4739	551,5
Total			1459

No estudo da fornalha H-0303, verificou-se mais uma vez um desvio padrão significativo associado ao valor médio dos consumos de combustíveis, tendo este uma influência de cerca de 23 % no rendimento da fornalha. Para determinar o impacto do desvio padrão do consumo de combustíveis, foi determinado o rendimento da fornalha para o valor médio de consumo de fuelóleo e fuel-gás, assim como para o consumo médio mais o desvio padrão associado a cada um dos consumos de combustível. Com os valores obtidos para o rendimento da fornalha nas duas situações, foi determinado o desvio ao valor médio. Os valores apresentados na Tabela 146, foram obtidos com base na média dos valores médios mensais do período em estudo. Refere-se também que a temperatura dos fumos é bastante alta, valores médios anuais de 982,5 K, o que se reflete na diminuição do rendimento da fornalha, cerca de 62,7 % (o rendimento obtido na simulação da refinaria, através do simulador *Aspen Hysys*, é de 65,7 %).

Tal como sucedido para as restantes fornalhas, recorreu-se ao simulador *Aspen Hysys* para determinar o estado físico da corrente processual à entrada e saída da fornalha, tendo em consideração as condições fornecidas pela refinaria e pelos *P&ID's* da Unidade 0300, Figuras 90 a 94.

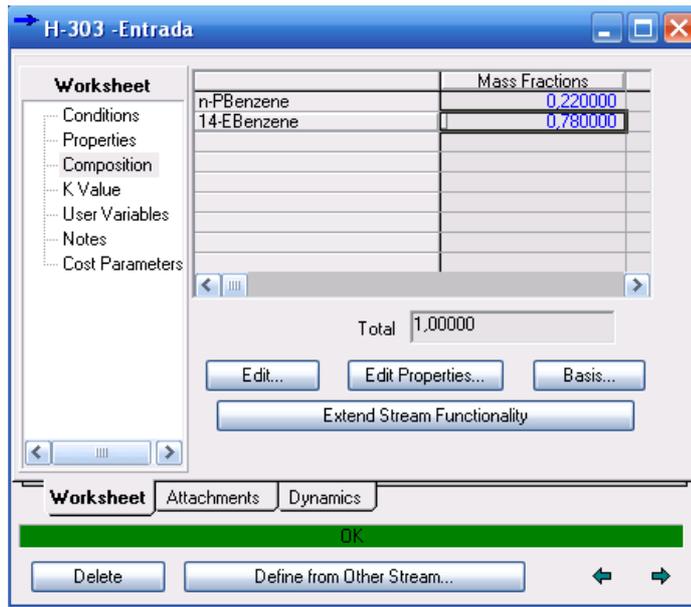


Figura 90. Composição da corrente processual da fornalha H-0303.

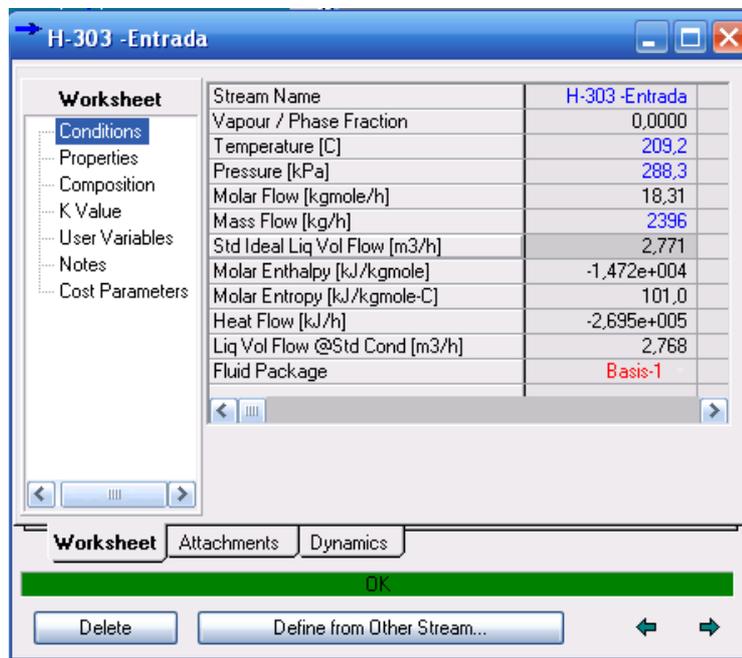


Figura 91. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0303.

Worksheet	Stream Name	H-303-Entrada	Liquid Phase
Conditions	Molecular Weight	130,9	130,9
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	5,287	5,287
Composition	Mass Density [kg/m3]	691,9	691,9
K Value	Act. Volume Flow [m3/h]	3,463	3,463
User Variables	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-112,5	-112,5
Notes	Mass Entropy [kJ/kg-C]	0,7716	0,7716
Cost Parameters	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	320,4	320,4
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,448	2,448
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	<empty>	<empty>
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	<empty>	<empty>
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	2,122e-314	1,000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	<empty>	<empty>
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	6,608	6,608
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	320,4	320,4
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	432,9	432,9
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	864,8	864,8
	Act. Liq. Flow [m3/s]	9,619e-004	9,619e-004
	Z Factor	1,360e-002	1,360e-002
	Watson K	10,77	10,77
	User Property	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1,027	1,027
	Cp/Cv	1,151	1,151
	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	3,704e+004	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	0,2616	0,2616
	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	865,7	865,7
	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	2,768	2,768
	Liquid Fraction	1,000	1,000

Figura 92. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0303 nas condições de entrada.

Worksheet	Stream Name	H-303-Saída
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000
Properties	Temperature [C]	225,8
Composition	Pressure [kPa]	150,0
K Value	Molar Flow [kgmole/h]	18,31
User Variables	Mass Flow [kg/h]	2396
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	2,771
Cost Parameters	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	2,761e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	191,1
	Heat Flow [kJ/h]	5,056e+005
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	2,768
	Fluid Package	Basis-1

Figura 93. Condições de saída da corrente processual na fornalha H-0303.

Worksheet	Stream Name	H-303-Saída	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	130,9	130,9
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	3,797e-002	3,797e-002
Composition	Mass Density [kg/m3]	4,968	4,968
K Value	Act. Volume Flow [m3/h]	482,2	482,2
User Variables	Mass Enthalpy [kJ/kg]	211,0	211,0
Notes	Mass Entropy [kJ/kg-C]	1,461	1,461
Cost Parameters	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	268,5	268,5
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,052	2,052
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	<empty>	<empty>
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	<empty>	<empty>
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	4,941e-324	1,000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	482,2	482,2
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	6,608	6,608
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	268,5	268,5
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	432,9	432,9
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	864,8	864,8
	Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
	Z Factor	0,9527	0,9527
	Watson K	10,77	10,77
	User Property	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1,032	1,032
	Cp/Cv	1,039	1,039
	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	3,950e+004	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	1,753	1,753
	Liq. Mass Density [Std. Cond] [kg/m3]	865,7	865,7
	Liq. Vol. Flow [Std. Cond] [m3/h]	2,768	2,768
	Liquid Fraction	0,0000	0,0000

Figura 94. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0303 nas condições de saída.

Tabela 146. Perdas caloríficas na fornalha H-0303.

Perdas Caloríficas da Fornalha H-0303			
	Corrente	Potência (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
Entrada	Fuelóleo	0,00	
	Fuel –gás	322,5	
	Aquecimento dos reagentes	0,02	
Total		322,5	
Saída	Calor dos fumos	106,1	106,1
	Calor útil fornecido à corrente	202,1	14,36
Total			120,4

No estudo da fornalha H-0401, verificou-se mais uma vez um desvio padrão significativo associado ao valor médio dos consumos de combustíveis, nomeadamente ao consumo de fuel-gás, tendo uma influência de cerca de 25 % no rendimento da fornalha. Tal como nas situações anteriores, para determinar o impacto do desvio padrão do consumo de combustíveis, foi determinado o rendimento da fornalha para o valor médio de consumo de fuelóleo e fuel-gás, assim como para o consumo médio mais o desvio padrão associado a cada um dos consumos de combustível. Com os valores obtidos para o rendimento da fornalha nas duas situações, foi determinado o desvio ao valor médio. Os valores apresentados na Tabela 147 foram obtidos com base na média dos valores médios mensais do período em estudo. Refira-se também, tal como verificado na fornalha H-0303, que a temperatura dos fumos é bastante alta, o que se reflete na diminuição do rendimento da fornalha, cerca de 62,4 % (o rendimento esperado pelo simulador *Aspen Hysys* é de 62,5 %).

Mais uma vez, tal como sucedido nas fornalhas anteriores, recorreu-se ao simulador *Aspen Hysys* para determinar o estado físico da corrente processual à entrada e saída da fornalha, tendo em consideração as condições fornecidas pela refinaria e pelos *P&ID's* da Unidade 0400 (Figuras 95 a 99).

	Mass Fractions
Benzene	0,000201
Toluene	0,003012
E-Benzene	0,128903
o-Xylene	0,158619
m-Xylene	0,519526
p-Xylene	0,034133
11-Mcycchexan	0,141552
Hydrogen	0,001506
Methane	0,012549

Total 1,00000

Figura 95. Composição da corrente processual da fornalha H-0401.

Worksheet	Stream Name	H-401-Entrada
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000
Properties	Temperature [C]	305,4
Composition	Pressure [kPa]	2413
K Value	Molar Flow [kgmole/h]	677,0
User Variables	Mass Flow [kg/h]	6,299e+004
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	76,49
Cost Parameters	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	3,005e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	185,9
	Heat Flow [kJ/h]	2,034e+007
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	76,15
	Fluid Package	Basis-1

Figura 96. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0401.

Worksheet	Stream Name	H-401-Entrada	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	93,03	93,03
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	0,6890	0,6890
Composition	Mass Density [kg/m3]	64,10	64,10
K Value	Act. Volume Flow [m3/h]	982,6	982,6
User Variables	Mass Enthalpy [kJ/kg]	323,0	323,0
Notes	Mass Entropy [kJ/kg-C]	1,998	1,998
Cost Parameters	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	232,7	232,7
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,501	2,501
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	<empty>	<empty>
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	<empty>	<empty>
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	4,941e-324	1,000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	982,6	982,6
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	8,852	8,852
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	232,7	232,7
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	1,601e+004	1,601e+004
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	823,5	823,5
	Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
	Z Factor	0,7281	0,7281
	Watson K	10,60	10,60
	User Property	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1,037	1,037
	Cp/Cv	1,148	1,148
	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,036e+005	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	0,2483	0,2483
	Liq. Mass Density [Std. Cond] [kg/m3]	827,1	827,1
	Liq. Vol. Flow [Std. Cond] [m3/h]	76,15	76,15
	Liquid Fraction	0,0000	0,0000

Figura 97. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0401 nas condições de entrada.

Property	Value
Stream Name	H-401-Saída
Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	367,2
Pressure [kPa]	2363
Molar Flow [kgmole/h]	677,0
Mass Flow [kg/h]	6,299e+004
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	76,49
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	4,459e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	209,9
Heat Flow [kJ/h]	3,019e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	76,15
Fluid Package	Basis-1

Figura 98. Condições de saída da corrente processual na fornalha H-0401.

Property	Value	Value
Stream Name	H-401-Saída	Vapour Phase
Molecular Weight	93,03	93,03
Molar Density [kgmole/m3]	0,5368	0,5368
Mass Density [kg/m3]	49,94	49,94
Act. Volume Flow [m3/h]	1261	1261
Mass Enthalpy [kJ/kg]	479,4	479,4
Mass Entropy [kJ/kg-C]	2,257	2,257
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	236,9	236,9
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,547	2,547
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	<empty>	<empty>
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	<empty>	<empty>
Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000
Phase Fraction [Mass Basis]	4,941e-324	1,000
Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	1261	1261
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	8,852	8,852
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	236,9	236,9
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	1,601e+004	1,601e+004
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	823,5	823,5
Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
Z Factor	0,8269	0,8269
Watson K	10,60	10,60
User Property	<empty>	<empty>
Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>
Cp/(Cp - R)	1,036	1,036
Cp/Cv	1,089	1,089
Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,034e+005	<empty>
Kinematic Viscosity [cSt]	0,3395	0,3395
Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	826,5	827,1
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	76,15	76,15
Liquid Fraction	0,0000	0,0000

Figura 99. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0401 nas condições de saída.

Tabela 147. Perdas caloríficas na fornalha H-0401.

Perdas Caloríficas da Fornalha H-0401			
	Corrente	Potência (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
Entrada	Fuelóleo	3583	
	Fuel –gás	4342	
	Aquecimento dos reagentes	120,8	
Total		8046	
Saída	Calor dos fumos	2556	2556
	Calor útil fornecido à corrente	5026	464,7
Total			3020

No estudo da fornalha H-0402, verificou-se mais uma vez um desvio padrão significativo associado ao valor médio dos consumos de combustíveis, nomeadamente ao consumo de fuel-gás, tendo este uma influência de cerca de 26,5 % no rendimento da fornalha. Para determinar o impacto do desvio padrão do consumo de combustíveis, foi determinado o rendimento da fornalha para o valor médio de consumo de fuelóleo e fuel-gás, assim como para o consumo médio mais o desvio padrão associado a cada um dos consumos de combustível. Com os valores obtidos para o rendimento da fornalha nas duas situações, foi determinado o desvio ao valor médio. Os valores apresentados na Tabela 148 foram obtidos com base na média dos valores médios mensais do período em estudo, menos os respetivos desvio padrão de consumos de fuelóleo e fuel-gás.

Tal como sucedido nas fornalhas anteriores, tendo por base as condições fornecidas pela refinaria e pelos *P&ID's* da Unidade 0400, recorreu-se ao simulador *Aspen Hysys* para determinar o estado físico da corrente processual à entrada e saída da fornalha, Figuras 100 a 104.

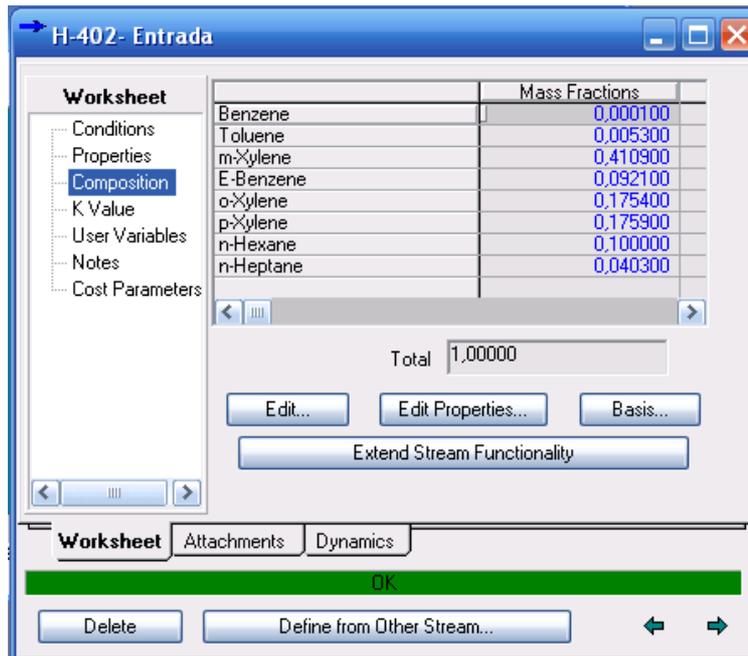


Figura 100. Composição da corrente processual da fornalha H-0402.

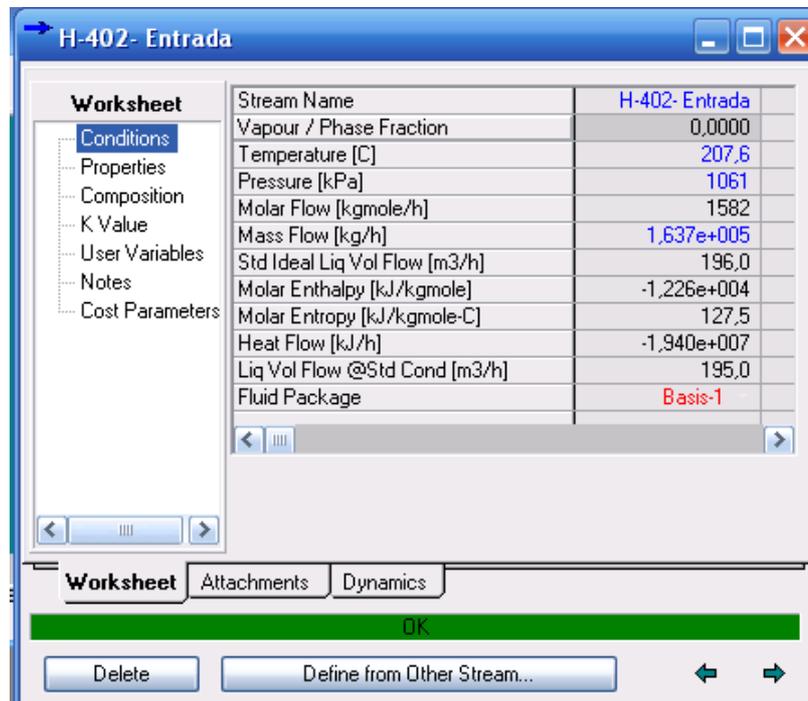


Figura 101. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0402.

NoName - Aspen HYSYS 2006 - aspenONE - [H-402- Entrada]

File Edit Simulation Flowsheet Tools Window Help

Worksheet

Stream Name	H-402- Entrada	Liquid Phase
Molecular Weight	103,4	103,4
Molar Density [kgmole/m3]	6,259	6,259
Mass Density [kg/m3]	647,4	647,4
Act. Volume Flow [m3/h]	252,8	252,8
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-118,5	-118,5
Mass Entropy [kJ/kg-C]	1,232	1,232
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	263,1	263,1
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,544	2,544
Lower Heating Value [kJ/kgmole]	4,321e+006	4,321e+006
Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	4,178e+004	4,178e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000
Phase Fraction [Mass Basis]	2,122e-314	1,000
Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	<empty>	<empty>
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	8,072	8,072
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	263,1	263,1
Std. Gas Flow [STD_m3/h]	3,741e+004	3,741e+004
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	834,9	834,9
Act. Liq. Flow [m3/s]	7,023e-002	7,023e-002
Z Factor	4,241e-002	4,241e-002
Watson K	10,73	10,73
User Property	<empty>	<empty>
Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>
Cp/(Cp - R)	1,033	1,033
Cp/Cv	1,191	1,191
Heat of Vap. [kJ/kgmole]	2,872e+004	<empty>
Kinematic Viscosity [cSt]	0,1892	0,1892
Liq. Mass Density [Std. Cond] [kg/m3]	839,5	839,5
Liq. Vol. Flow [Std. Cond] [m3/h]	195,0	195,0
Liquid Fraction	1,000	1,000

Figura 102. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0402 nas condições de entrada.

H-402-Saída

Worksheet

Stream Name	H-402-Saída
Vapour / Phase Fraction	1,0000
Temperature [C]	230,0
Pressure [kPa]	715,9
Molar Flow [kgmole/h]	1582
Mass Flow [kg/h]	1,637e+005
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	196,0
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	2,154e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	196,3
Heat Flow [kJ/h]	3,409e+007
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	195,0
Fluid Package	Basis-1

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream...

Figura 103. Condições de saída da corrente processual na fornalha H-0402.

Worksheet	Stream Name	H-402-Saída	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	103,4	103,4
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	0,2017	0,2017
Composition	Mass Density [kg/m3]	20,86	20,86
K Value	Act. Volume Flow [m3/h]	7845	7845
User Variables	Mass Enthalpy [kJ/kg]	208,3	208,3
Notes	Mass Entropy [kJ/kg-C]	1,898	1,898
Cost Parameters	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	215,6	215,6
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,084	2,084
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	4,321e+006	4,321e+006
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	4,178e+004	4,178e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	4,941e-324	1,000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/\$]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	7845	7845
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	8,072	8,072
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	215,6	215,6
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	3,741e+004	3,741e+004
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	834,9	834,9
	Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
	Z Factor	0,8484	0,8484
	Watson K	10,73	10,73
	User Property	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1,040	1,040
	Cp/Cv	1,078	1,078
	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	3,150e+004	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	0,5021	0,5021
	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	839,5	839,5
	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	195,0	195,0
	Liquid Fraction	0,0000	0,0000

Figura 104. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0402 nas condições de saída.

O rendimento obtido no presente trabalho foi de 82,6 %. Comparando este valor com o valor da simulação da refinaria através do simulador *Aspen Hysys*, 84,8 %, poder-se-á concluir que os caudais de consumo deverão estar com um desvio positivo, uma vez que foram utilizados os consumos mínimos, o que se refletiu numa aproximação do valor do rendimento térmico obtido ao valor esperado.

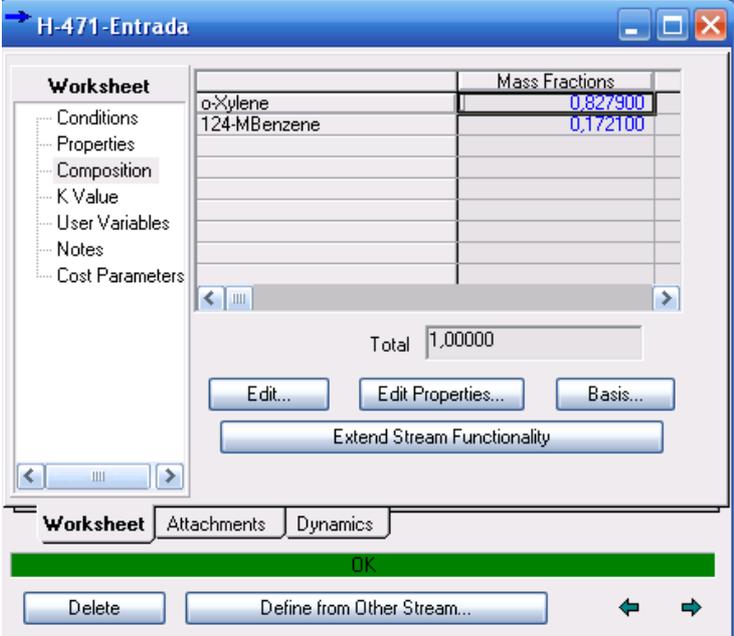
Tabela 148. Perdas caloríficas na fornalha H-0402.

Perdas Caloríficas da Fornalha H-0402			
	Corrente	Potência (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
Entrada	Fuelóleo	2840	
	Fuel –gás	1896	
	Aquecimento dos reagentes	95,18	
Total		4832	
Saída	Calor dos fumos	644,1	644,1
	Calor útil fornecido à corrente	3993	194,2
Total			838,3

No estudo da fornalha H-0471, verificou-se mais uma vez um desvio padrão significativo do valor médio associado aos consumos de combustíveis, nomeadamente ao consumo de fuel-gás, tendo este uma influência de cerca de 30 % no rendimento da fornalha. Para determinar o impacto do desvio padrão do consumo de combustíveis, tal como para as fornalhas anteriores, foi determinado o rendimento da fornalha para o valor médio de consumo de fuelóleo e fuel-gás, assim como para o consumo médio mais o desvio padrão associado a cada um dos consumos de combustível. Com os valores obtidos para o rendimento da fornalha nas duas situações, foi determinado o desvio ao valor médio. Os valores apresentados na Tabela 149 foram obtidos com base na média dos valores médios mensais do período em estudo, menos os respetivos desvios padrão associados aos consumos de fuelóleo e fuel-gás.

O rendimento obtido é 80,1 %, sendo que o valor dado pelo simulador *Aspen Hysys* é 84,0 %. Visto que estes valores são bastante próximos, e que os consumos de combustível foram ajustados aos valores mínimos, poder-se-á, mais uma vez, concluir que os caudais de combustível estão com um desvio positivo.

Para determinar o estado físico da corrente processual à entrada e saída da fornalha, recorreu-se ao simulador *Aspen Hysys*, tendo por base as condições fornecidas pela refinaria e pelos *P&ID's* da Unidade 0400 (Figuras 105 a 109).



Mass Fractions	
o-Xylene	0,827900
124-MBenzene	0,172100
Total 1,00000	

Figura 105. Composição da corrente processual da fornalha H-0471.

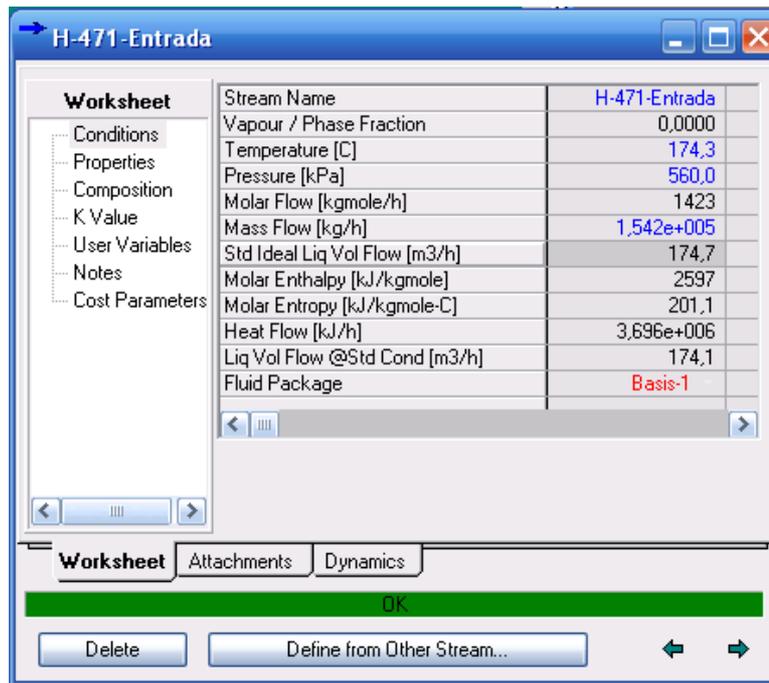


Figura 106. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0471.

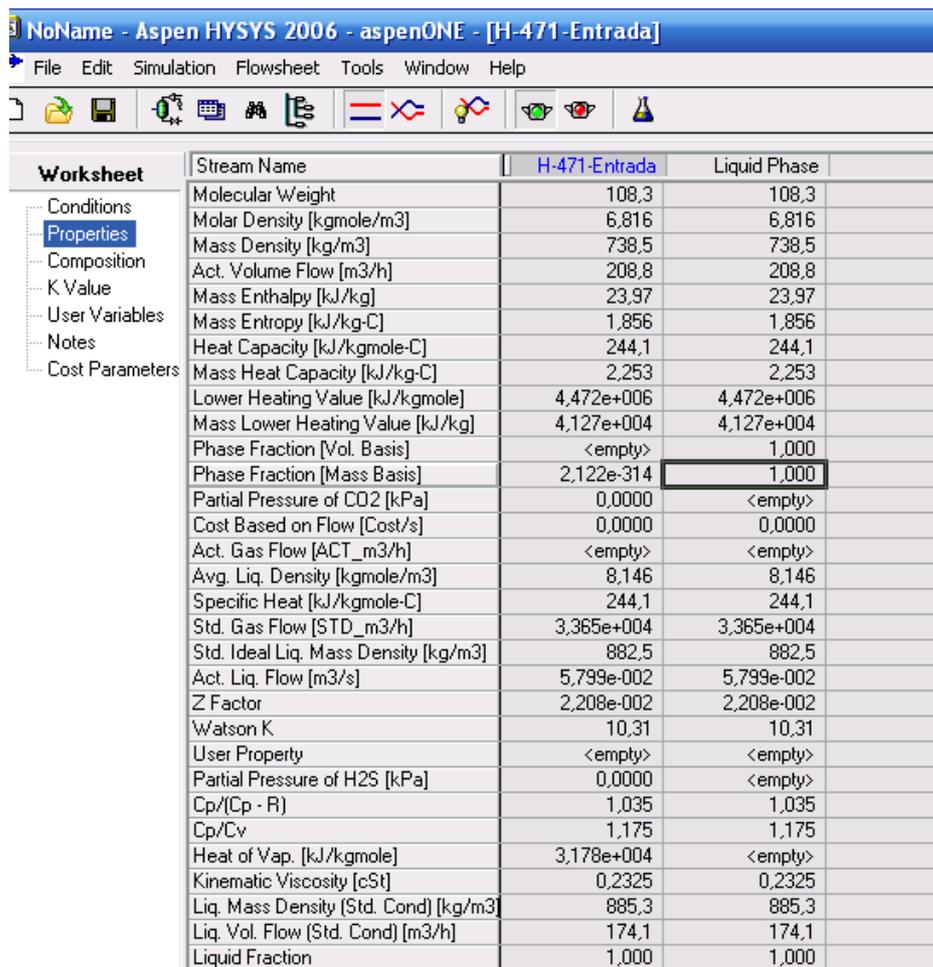


Figura 107. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0471 nas condições de entrada.

Worksheet	Stream Name	H-471-Saída
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000
Properties	Temperature [C]	199,5
Composition	Pressure [kPa]	177,5
K Value	Molar Flow [kgmole/h]	1423
User Variables	Mass Flow [kg/h]	1,542e+005
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	174,7
Cost Parameters	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	4,299e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	291,9
	Heat Flow [kJ/h]	6,118e+007
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	174,1
	Fluid Package	Basis-1

Figura 108. Condições de saída da corrente processual na fornalha H-0471.

Worksheet	Stream Name	H-471-Saída	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	108,3	108,3
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	4,735e-002	4,735e-002
Composition	Mass Density [kg/m3]	5,130	5,130
K Value	Act. Volume Flow [m3/h]	3,005e+004	3,005e+004
User Variables	Mass Enthalpy [kJ/kg]	396,8	396,8
Notes	Mass Entropy [kJ/kg-C]	2,694	2,694
Cost Parameters	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	202,4	202,4
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	1,868	1,868
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	4,472e+006	4,472e+006
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	4,127e+004	4,127e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	4,941e-324	1,000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	3,005e+004	3,005e+004
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	8,146	8,146
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	202,4	202,4
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	3,365e+004	3,365e+004
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	882,5	882,5
	Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
	Z Factor	0,9539	0,9539
	Watson K	10,31	10,31
	User Property	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1,043	1,043
	Cp/Cv	1,051	1,051
	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	3,606e+004	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	1,811	1,811
	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	885,3	885,3
	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	174,1	174,1
	Liquid Fraction	0,0000	0,0000

Figura 109. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0471 nas condições de saída.

Tabela 149. Perdas caloríficas na fornalha H-0471.

Perdas Caloríficas da Fornalha H-0471			
	Corrente	Potência (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
Entrada	Fuelóleo	10842	
	Fuel –gás	5963	
	Aquecimento dos reagentes	371,6	
Total		17177	
Saída	Calor dos fumos	2228	2228
	Calor útil fornecido à corrente	13765	1184
Total			3412

No estudo da fornalha H-0472, verificou-se mais uma vez um desvio padrão significativo associado ao valor médio dos consumos de combustíveis, nomeadamente ao consumo de fuel-gás, tendo este uma influência de cerca de 25 % no rendimento da fornalha. Para determinar o impacto do desvio padrão do consumo de combustíveis, foi determinado o rendimento da fornalha para o valor médio de consumo de fuelóleo e fuel-gás, assim como para o consumo médio mais o desvio padrão associado a cada um dos consumos de combustível. Com os valores obtidos para o rendimento da fornalha nas duas situações, foi determinado o desvio ao valor médio. Os valores apresentados na Tabela 150 foram obtidos com base na média dos valores médios mensais do período em estudo, menos os respetivos desvios padrão dos consumos de fuelóleo e fuel-gás.

O rendimento obtido neste estudo foi de 79,1 %, sendo que o valor dado pelo simulador *Aspen Hysys* foi de 80,5 %. Visto que estes valores são bastante próximos, e que os consumos de combustível foram ajustados aos valores mínimos, poder-se-á, mais uma vez, concluir que os caudais de combustível estão com um desvio positivo.

Tal como sucedido nas fornalhas anteriores, recorreu-se ao simulador *Aspen Hysys* para determinar o título da corrente processual à entrada e saída da fornalha, tendo em consideração as condições fornecidas pela refinaria e pelos *P&ID's* da Unidade 0400, Figuras 110 a 114.

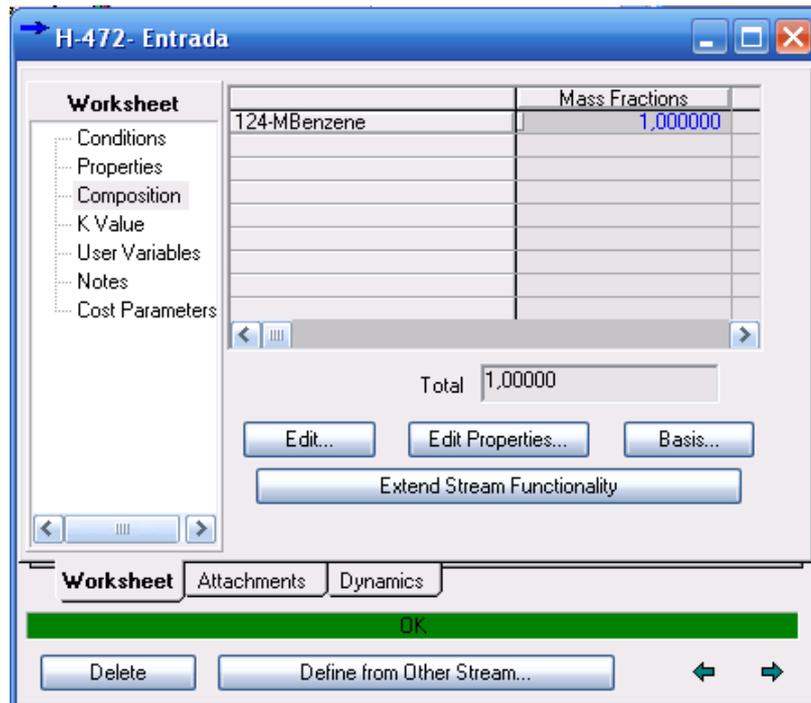


Figura 110. Composição da corrente processual da fornalha H-0472.

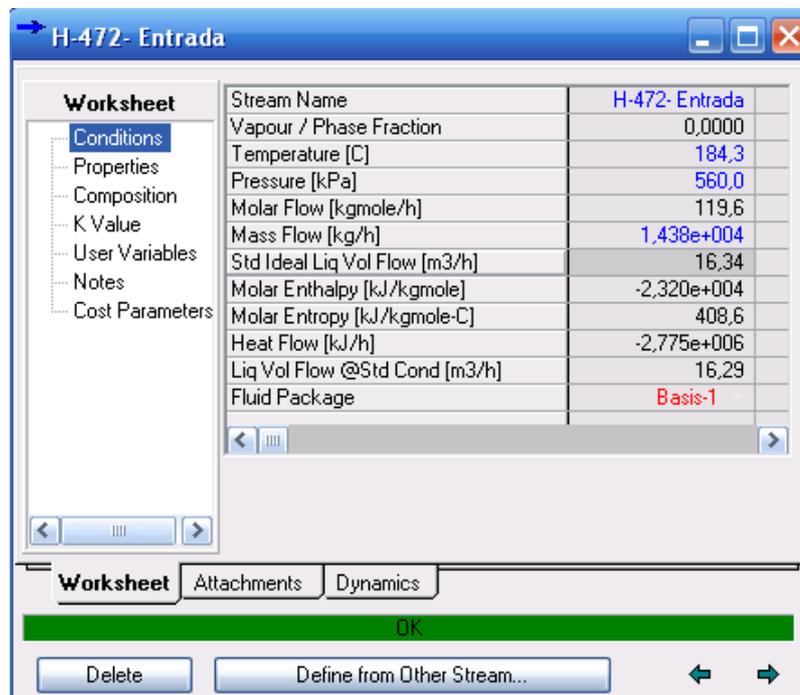


Figura 111. Condições de entrada da corrente processual na fornalha H-0472.

NoName - Aspen HYSYS 2006 - aspenONE - [H-472- Entrada]

File Edit Simulation Flowsheet Tools Window Help

Worksheet	Stream Name	H-472- Entrada	Liquid Phase
Conditions	Molecular Weight	120,2	120,2
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	6,081	6,081
Composition	Mass Density [kg/m3]	730,9	730,9
K Value	Act. Volume Flow [m3/h]	19,67	19,67
User Variables	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-193,0	-193,0
Notes	Mass Entropy [kJ/kg-C]	3,399	3,399
Cost Parameters	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	275,3	275,3
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,291	2,291
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	4,981e+006	4,981e+006
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	4,144e+004	4,144e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	2,122e-314	1,000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	<empty>	<empty>
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	7,319	7,319
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	275,3	275,3
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	2828	2828
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	879,7	879,7
	Act. Liq. Flow [m3/s]	5,463e-003	5,463e-003
	Z Factor	2,421e-002	2,421e-002
	Watson K	10,52	10,52
	User Property	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1,031	1,031
	Cp/Cv	1,165	1,165
	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	3,304e+004	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	8,374e-002	8,374e-002
	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	882,5	882,5
	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	16,29	16,29
	Liquid Fraction	1,000	1,000

Figura 112. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0472 nas condições de entrada.

H-472- Saída

Worksheet	Stream Name	H-472- Saída
Conditions	Vapour / Phase Fraction	1,0000
Properties	Temperature [C]	223,2
Composition	Pressure [kPa]	177,5
K Value	Molar Flow [kgmole/h]	119,6
User Variables	Mass Flow [kg/h]	1,438e+004
Notes	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	16,34
Cost Parameters	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	2,407e+004
	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	509,7
	Heat Flow [kJ/h]	2,879e+006
	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	16,29
	Fluid Package	Basis-1

Worksheet Attachments Dynamics

OK

Delete Define from Other Stream...

Figura 113. Condições de saída da corrente processual na fornalha H-0472.

Worksheet	Stream Name	H-472-Saída	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	120,2	120,2
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	4,526e-002	4,526e-002
Composition	Mass Density [kg/m3]	5,440	5,440
K Value	Act. Volume Flow [m3/h]	2642	2642
User Variables	Mass Enthalpy [kJ/kg]	200,3	200,3
Notes	Mass Entropy [kJ/kg-C]	4,241	4,241
Cost Parameters	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	234,6	234,6
	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	1,952	1,952
	Lower Heating Value [kJ/kgmole]	4,981e+006	4,981e+006
	Mass Lower Heating Value [kJ/kg]	4,144e+004	4,144e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	<empty>	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	4,941e-324	1,000
	Partial Pressure of CO2 [kPa]	0,0000	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	2642	2642
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	7,319	7,319
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	234,6	234,6
	Std. Gas Flow [STD_m3/h]	2828	2828
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	879,7	879,7
	Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
	Z Factor	0,9504	0,9504
	Watson K	10,52	10,52
	User Property	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of H2S [kPa]	0,0000	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1,037	1,037
	Cp/Cv	1,045	1,045
	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	3,798e+004	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	1,666	1,666
	Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]	882,5	882,5
	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]	16,29	16,29
	Liquor Fraction	0,0000	0,0000

Figura 114. Propriedades da corrente processual da fornalha H-0472 nas condições de saída.

Tabela 150. Perdas caloríficas na fornalha H-0472.

Perdas Caloríficas da Fornalha H-0472			
	Corrente	Potência (kW)	Pot. cal. de perdas (kW)
Entrada	Fuelóleo	633,6	
	Fuel –gás	1323	
	Aquecimento dos reagentes	19,06	
Total		1975	
Saída	Calor dos fumos	398,5	398,5
	Calor útil fornecido à corrente	1565	11,65
Total			410,1

A título de resumo da análise energética às fornalhas, a Figura 115 apresenta o rendimento térmico obtido no presente trabalho, *versus* o rendimento obtido pela simulação desenvolvida pela refinaria, através do simulador *Aspen Hysys*.

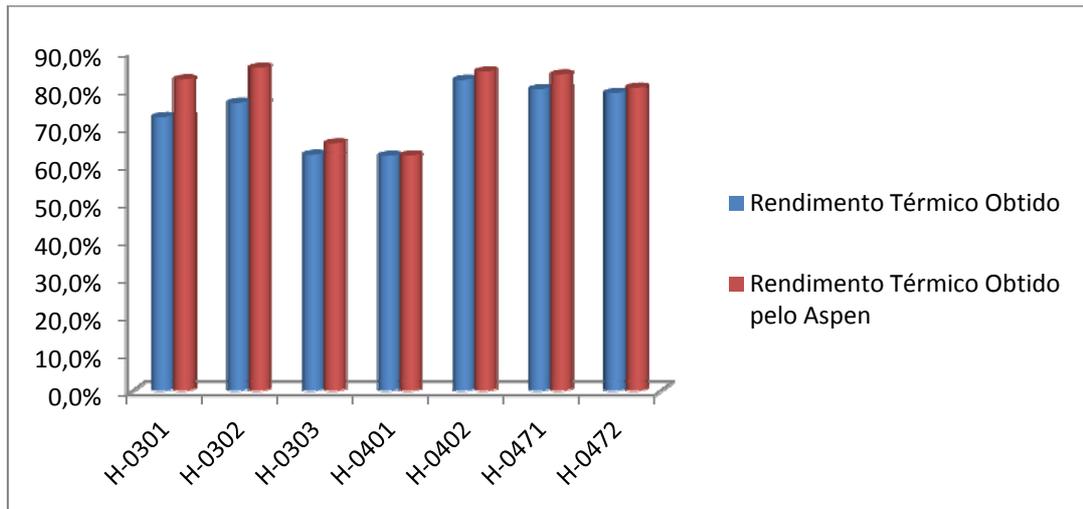


Figura 115. Rendimento térmico das fornalhas *versus* rendimento térmico obtido pelo simulador *Aspen*.

Verifica-se que os valores são bastante próximos, no entanto, há que ter em conta que em algumas das fornalhas, os caudais de combustível foram ajustados ao valor mínimo, tendo em conta o respetivo desvio padrão associado. Contudo, refira-se que no presente trabalho existem algumas fontes de incerteza, que poderão ter impacto no rendimento das fornalhas, e que a seguir se descrevem.

Para o cálculo das temperaturas de ebulição das correntes processuais, foram utilizados os dados técnicos das fornalhas, fornecidos nos *P&ID's* e respetivos *datasheets*. Contudo, estes equipamentos poderão, muito provavelmente, estar a trabalhar com outras pressões (de entrada e de queda de pressão), o que implica uma incerteza associada ao cálculo das temperaturas de ebulição. Estas temperaturas de ebulição têm impacto no cálculo da taxa de vaporização da fornalha. Segundo o presente estudo, as taxas de vaporização apresentam valores entre 75 % a 100 %. Uma vez que a FAR não está a trabalhar na sua capacidade máxima, e sendo possível melhorar o desempenho das fornalhas através da limpeza das mesmas, em conversa com um responsável da refinaria verificou-se que as taxas de vaporização deverão ser de cerca de 80 %.

Relativamente ao consumo de combustível, existe um desvio padrão associado ao valor médio (média das médias mensais do período em análise), que se reflete no rendimento final das fornalhas em 20 a 28 %. Ressalva-se que esta situação era espectável, visto que o efeito do funcionamento com cargas parciais nas fornalhas, implica a variabilidade dos valores dos caudais de combustíveis que, por seu turno, têm impacto no desvio padrão dos mesmos. No entanto, apesar de ser uma situação expectável, não poderá deixar de ser desprezada como fonte de incerteza relevante.

Seguidamente foram determinadas as perdas por radiação e convecção das colunas das Un-0300/400, cujos resultados estão apresentados na Tabela 151. Refira-se que as temperaturas superficiais, para estas unidades, são superiores aos valores utilizados nas Unidades 0100 e 0200, uma vez que as temperaturas de operação das Unidades 0300 e 0400 são consideravelmente superiores (entre 100 a 220 °C). Por este facto, utilizou-se o valor de 140 °C como temperatura superficial final, resultado do valor médio das temperaturas superficiais das colunas, subtraído de 20 °C para eventuais perdas energéticas para o exterior, de acordo com o critério utilizado nas restantes unidades estudadas anteriormente.

Tabela 151. Perdas por convecção/radiação nas colunas.

Dados das colunas					
AS(T)-0301		AS(T)-0302		AS(T)-0303	
Altura (m)	14,17	Altura (m)	14,17	Altura (m)	44,5
Diâmetro (m)	4,267	Diâmetro (m)	4,267	Diâmetro (m)	3,8
Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas Convecção (kW)	167,8	Perdas Convecção (kW)	167,8	Perdas Convecção (kW)	479,9
Perdas Radiação (kW)	218,0	Perdas Radiação (kW)	218,0	Perdas Radiação (kW)	609,7
Total (conv+rad) (kW)	385,8	Total (conv+rad) (kW)	385,8	Total (conv+rad) (kW)	1090
AS(T)-0306		AS(T)-0307		AS(T)-0309	
Altura (m)	35,00	Altura (m)	41,93	Altura (m)	13,00
Diâmetro (m)	2,75	Diâmetro (m)	1,25	Diâmetro (m)	0,66
Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas Convecção (kW)	290,9	Perdas Convecção (kW)	184,8	Perdas Convecção (kW)	34,26
Perdas Radiação (kW)	347,1	Perdas Radiação (kW)	189,0	Perdas Radiação (kW)	30,94
Total (conv+rad) (kW)	638,0	Total (conv+rad) (kW)	373,7	Total (conv+rad) (kW)	65,19
AS(T)-0401		AS(T)-0404		AS(T)-0405	
Altura (m)	31,11	Altura (m)	9,15	Altura (m)	9,15
Diâmetro (m)	2,35	Diâmetro (m)	1,60	Diâmetro (m)	1,60
Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas Convecção (kW)	227,8	Perdas Convecção (kW)	49,18	Perdas Convecção (kW)	49,18
Perdas Radiação (kW)	263,5	Perdas Radiação (kW)	52,79	Perdas Radiação (kW)	52,79
Total (conv+rad) (kW)	491,3	Total (conv+rad) (kW)	102,0	Total (conv+rad) (kW)	102,0
AS(T)-0471		AS(T)-0472		MSAS(T)-0308	
Altura (m)	68,10	Altura (m)	42,00	Altura (m)	9,15
Diâmetro (m)	4,64	Diâmetro (m)	1,24	Diâmetro (m)	3,10
Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas Convecção (kW)	862,5	Perdas Convecção (kW)	183,9	Perdas Convecção (kW)	83,76
Perdas Radiação (kW)	1139	Perdas Radiação (kW)	187,8	Perdas Radiação (kW)	102,3
Total (conv+rad) (kW)	2002	Total (conv+rad) (kW)	371,7	Total (conv+rad) (kW)	186,0

MSAS(T)-0311		MSD-0307		MSD-0304	
Altura (m)	8,23	Altura (m)	5,50	Altura (m)	4,89
Diâmetro (m)	2,80	Diâmetro (m)	1,90	Diâmetro (m)	1,90
Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas Convecção (kW)	69,41	Perdas Convecção (kW)	33,95	Perdas Convecção (kW)	30,18
Perdas Radiação (kW)	83,09	Perdas Radiação (kW)	37,68	Perdas Radiação (kW)	33,50
Total (conv+rad) (kW)	152,5	Total (conv+rad) (kW)	71,63	Total (conv+rad) (kW)	63,68
MSD-0305		MSD-0301		MSD-0302	
Altura (m)	1,25	Altura (m)	4,3	Altura (m)	4,3
Diâmetro (m)	1,0	Diâmetro (m)	1,4	Diâmetro (m)	2,4
Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas Convecção (kW)	11,46	Perdas Convecção (kW)	32,10	Perdas Convecção (kW)	53,99
Perdas Radiação (kW)	11,72	Perdas Radiação (kW)	35,62	Perdas Radiação (kW)	62,20
Total (conv+rad) (kW)	23,17	Total (conv+rad) (kW)	67,72	Total (conv+rad) (kW)	116,2
MSD-0306		MSD-030		MSD-0471	
Altura (m)	3,40	Altura (m)	4,58	Altura (m)	8,55
Diâmetro (m)	0,76	Diâmetro (m)	1,60	Diâmetro (m)	2,90
Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas Convecção (kW)	10,06	Perdas Convecção (kW)	24,59	Perdas Convecção (kW)	74,17
Perdas Radiação (kW)	9,34	Perdas Radiação (kW)	26,39	Perdas Radiação (kW)	89,40
Total (conv+rad) (kW)	19,40	Total (conv+rad) (kW)	50,98	Total (conv+rad) (kW)	163,6
MSD-0473		MSD-0401		MSD-0405	
Altura (m)	3,70	Altura (m)	5,49	Altura (m)	6,10
Diâmetro (m)	1,25	Diâmetro (m)	1,90	Diâmetro (m)	2,50
Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0	Temperatura superficial (°C)	140,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas Convecção (kW)	16,30	Perdas Convecção (kW)	33,89	Perdas Convecção (kW)	46,96
Perdas Radiação (kW)	16,68	Perdas Radiação (kW)	37,61	Perdas Radiação (kW)	54,99
Total (conv+rad) (kW)	32,98	Total (conv+rad) (kW)	71,50	Total (conv+rad) (kW)	101,9

Com a quantificação das energias envolvidas nos diversos equipamentos é feita, de seguida, uma contabilização de todas as energias que saem das unidades Un-0300/400 (Tabela 152).

Tabela 152. Quantidades energéticas de saída da Un-0300/Un-0400.

Potência de saída da unidade	
Fonte	Valor energético (kW)
Corte tolueno	24,53
Corte p-xileno	966,7
Corte <i>vent gas</i>	-308,3
Corte <i>liquid top</i>	-267,5
Corte o-xileno	298,6
Corte C9's	-12,57
Aeroarrefecedores	861,7
Condensadores	22626
Permutadores	2997
Convecção e radiação	7128
Fornalhas	14500
Perdas não contabilizadas	40471
Total	89285

Tal como foi realizado nas unidades anteriores, foi definida uma hierarquia dos pesos relativos das potências que entram na unidade (Tabela 153).

Tabela 153. Hierarquia das potências introduzidas nas Un-0300/400.

Hierarquia de potências introduzidas na unidade	
Fonte	Peso relativo (%)
Alimentação	3
H ₂	1
Fuel-gás	46
Fuelóleo	37
Vapor de média pressão	11
Vapor de alta pressão	1
Eletricidade	1
Total	100

É possível verificar que 46 % da energia introduzida na unidade é relativa ao fuel-gás, seguida de 37 % da energia associada ao fuelóleo. Dado o peso que representa a energia associada a estes combustíveis, é de fundamental relevância analisar o desempenho energético dos equipamentos que recorrem a estas utilidades, que são as fornalhas.

Da análise da Tabela 152, fica bem claro que a maior quantidade de energia que abandona as Unidades 0300/0400, para além das perdas não contabilizadas, é a devida às perdas nos condensadores e nas fornalhas.

Quanto às perdas não contabilizadas, estas são uma fatia muito importante da energia perdida, o que torna aqui bem claro que deverão ser realizadas medições dos caudais de combustível, bem como recalcular os rendimentos térmicos das fornalhas para as condições atuais de operação (pressão de entrada e queda de pressão), de forma a avaliar se parte das perdas não contabilizadas são justificadas pelas perdas nas fornalhas. Além dessa situação, tal como referido anteriormente, existem não-condensáveis que não são contabilizados mas que acarretam perdas de energia, uma vez que são queimados na tocha da FAR, facto que poderá justificar, igualmente, este valor de perdas não contabilizadas.

Para uma melhor perceção de quais dos equipamentos contabilizados que possuem maiores perdas, calculou-se o peso relativo das perdas em cada equipamento. Tal como para as restantes unidades já analisadas, não é tida em conta a parcela relativa às perdas não contabilizadas.

Nesta análise entram os aeroarrefecedores, os condensadores, os permutadores, as fornalhas e as perdas por radiação e convecção nas colunas, Tabela 154.

A percentagem de energia perdida nos condensadores e fornalhas é esmagadora em relação aos restantes equipamentos. Então terá de lhes ser prestada uma maior atenção com vista à sua substituição por equipamentos mais eficientes, ou ao aproveitamento deste calor que poderá ser útil a outros processos. Neste grupo de equipamentos, todo o destaque vai para o E-0471 e para o E-0312, os quais são responsáveis por 42,9 % e 42,3 % das perdas totais dos condensadores, respetivamente. Relativamente às fornalhas, deverá ser prestada especial atenção às fornalhas H-0301 e H-0471, uma vez que estas apresentam uma percentagem de perdas significativas, 10,9 % e 7,1 %, respetivamente.

Tabela 154. Hierarquia de perdas energéticas das Unidades 0300/0400.

Hierarquia de perdas da unidade			
Tipo de equipamento/fonte	Equipamento	Perdas por equipamento	Perdas por tipo de equipamento/fonte
Aeroarrefecedores	E-0308	1,2 %	2 %
	E-0309	0,0 %	
	E-0409	0,1 %	
	E-0474	0,4 %	
	E-0475	0,0 %	
Condensadores	E-0303	0,0 %	47 %
	E-0311	0,0 %	
	E-0312	19,9 %	
	E-0313	2,4 %	
	E-0314	1,2 %	
	E-0402	2,3 %	
	E-0403	0,7 %	
	E-0406	0,0 %	
	E-0407	0,0 %	
	E-0471	20,2 %	
	E-0472	0,3 %	
Permutadores	E-0302	0,3 %	6 %
	E-0304	1,2 %	
	E-0310	0,1 %	
	E-0405	4,6 %	
Fornalhas	H-0301	10,9 %	30 %
	H-0302	3,0 %	
	H-0303	0,3 %	
	H-0401	6,3 %	
	H-0402	1,7 %	
	H-0471	7,1 %	
	H-0472	0,9 %	
Convecção e Radiação		17,2 %	15 %
Total		100 %	100 %

8.3. Apresentação de resultados da análise exergética das Un-0300 e Un-0400

Também se realizou a análise exergética das Un-0300/400. Há que referir, que nestas unidades serão consideradas as exergias químicas e físicas, uma vez que ocorre reação química. Assim sendo, os valores das potências exergéticas, referem-se ao somatório da exergia química e física envolvidas.

As potências exergéticas introduzidas na unidade referentes à corrente de xilenos que alimenta a Unidade Parex (alimentação), à corrente de H₂, aos combustíveis fuel-gás e fuelóleo, ao vapor de média e alta pressão e à eletricidade podem ser consultadas na Tabela 155.

Tabela 155. Exergia introduzida nas Unidades 0300/0400.

Exergia introduzida na unidade	
Fonte	Potência exergética (kW)
Alimentação	285529
H ₂	17547
Fuel-gás	44234
Fuelóleo	35003
Vapor de média pressão	4284
Vapor de alta pressão	1455
Eletricidade	1333
Total	389386

Da análise da Tabela 155, verifica-se que grande parte da exergia introduzida na unidade está associada à corrente de alimentação. As potências exergéticas consideradas como úteis que abandonam as Unidades 0300/0400, podem ser consultadas na Tabela 156.

Tabela 156. Exergia útil retirada das Unidades 0300/0400.

Exergia útil retirada da unidade	
Fonte	Potência exergética (kW)
Corte tolueno	1778
Corte p-xileno	164218
Corte <i>vent gas</i>	72880
Corte <i>liquid top</i>	8272
Corte o-xileno	56795
Corte C9's	9699
Total	313642

Da análise dos resultados, constata-se que há uma grande quantidade da exergia fornecida à unidade, que é transferida para as correntes de saída da mesma. Com os valores totais da exergia fornecida e retirada desta combinação de unidades chega-se a valores de rendimento exergético, para uma razão entre a exergia útil e a fornecida de $\eta_{ex} = 80,6 \%$. O rendimento exergético racional foi de 27,1 %. Com base nestes valores, depreende-se que as exergias químicas das correntes envolvidas têm um peso muito significativo no cálculo do rendimento exergético das Unidades 0300/0400. O rendimento exergético é mais elevado nesta unidade porque se decompõe uma corrente processual de entrada numa série de correntes processuais de saída com um grau de pureza elevado. Este processo de separação em correntes com maior grau de pureza não tem impacto no rendimento energético, mas em termos de rendimento exergético, como se pode constatar, tal é reflectido.

A distribuição percentual das potências exergéticas fornecidas às Unidades 0300/0400, encontram-se apresentadas nas Tabela 157.

Tabela 157. Distribuição percentual de exergia introduzida nas Unidades 0300/0400.

Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade	
Fonte	Distribuição percentual (%)
Alimentação	74
H ₂	5
Fuel-gás	11
Fuelóleo	9
Vapor de média pressão	1
Vapor de alta pressão	0
Eletricidade	0
Total	100

Analisando os valores, verifica-se que 11,4 % da exergia introduzida nas unidades se deve ao fuel-gás, seguido do fuelóleo (9 %), ambos utilizados para o funcionamento das fornalhas.

Os pesos da exergia útil que abandonam as unidades podem ser consultados na Tabela 158.

Tabela 158. Distribuição percentual de exergia útil retirada das Unidades 0300/0400.

Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade	
Fonte	Distribuição percentual (%)
Corte tolueno	1
Corte p-xileno	52
Corte <i>vent gas</i>	23
Corte <i>liquid top</i>	3
Corte o-xileno	18
Corte C9's	3
Total	100

Como se pode ver a partir da Tabela 158, a maior fatia de exergia útil (52 %) diz respeito ao corte de p-xileno, seguida de cerca de 23 %, respeitante ao corte de *vent gas*.

Tal como nas unidades estudadas anteriormente, com os valores obtidos para o rendimento destas unidades, procurou-se saber em que equipamentos ou processos é que ocorrem as maiores irreversibilidades. Através da potência respeitante a cada uma dessas irreversibilidades em junção com a análise energética, procurou-se identificar quais desses equipamentos ou processos

possuem maior potencial no que concerne ao aproveitamento de parte destas irreversibilidades de forma útil. As irreversibilidades dos aeroarrefecedores podem ser consultadas na Tabela 159.

Tabela 159. Irreversibilidades nos aeroarrefecedores.

Irreversibilidades nos aeroarrefecedores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0308	164353	164219	133,7
E-0309	2975	2975	0,22
E-0409	9766	9746	19,15
E-0474	45816	45775	41,39
E-0475	4287	4284	3,09
Total	227197	227000	197,5

As irreversibilidades correspondentes aos condensadores encontram-se na Tabela 160.

Tabela 160. Irreversibilidades nos condensadores.

Irreversibilidades nos condensadores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0303	3926	3924	2,48
E-0311	20523	20494	28,91
E-0312	1834847	1833077	1770,7
E-0313	728515	728174	341,4
E-0314	189272	189162	110,6
E-0402	988050	987828	222,3
E-0403	987828	987799	28,96
E-0406	33528	33524	4,21
E-0407	33524	33523	1,08
E-0471	2516484	2514909	1575
E-0472	182417	182369	48,48
Total	7518914	7514780	4134

As irreversibilidades nos condensadores possuem valores consideráveis uma vez que as exergias em jogo também são mais elevadas do que as verificadas nos aeroarrefecedores estudados, pelo que deverá ser necessária atenção a estes equipamentos pois poderão apresentar algum potencial de melhorias para as Unidades 0300 e 0400.

Em relação aos permutadores, as suas irreversibilidades podem ser analisadas na Tabela 161.

Tabela 161. Irreversibilidades nos permutadores.

Irreversibilidades nos permutadores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-302 - p-DEB	820893	820315	56,93
E-0302 – refinado	1791896	1792418	
E-304 - p-DEB	539649	539336	234,7
E-0304- extrato	896846	896924	
E-310 - fundo AS(T)-0307	164409	164351	15,69
E-0310 - alimentação AS(T)-0307	168390	168432	
E-405 – m-xileno + H ₂	2690532	2691596	231,9
E-0405 – xilenos	706767	705936	
Total	7779382	7779307	539,2

As irreversibilidades correspondentes às fornalhas encontram-se nas Tabelas 162 a 168. Nestas tabelas, são também apresentadas as exergias fornecidas às fornalhas e as exergias de saída das mesmas. Com base nestes valores e tendo em conta que os fumos são libertados para o ambiente, considera-se que a totalidade da sua exergia constituiu irreversibilidades. Relativamente à exergia fornecida à corrente e considerando a exergia de entrada, através de um balanço exergético, determinou-se as irreversibilidades que decorrem da corrente processual.

Verifica-se então, que as irreversibilidades que ocorrem nas fornalhas em estudo, estão associadas aos fumos libertados pelas fornalhas e ao processo de combustão.

Tabela 162. Irreversibilidades na fornalha H-0301.

Irreversibilidades na fornalha			
	Corrente	Exergia (kW)	Irreversibilidades (kW)
Entrada	Fuelóleo	12569	
	Fuel –gás	7524	
	Pré-aquecimento	153,0	
Total		20247	
Saída	Exergia dos fumos	1640	1640
	Exergia fornecida à corrente	6039	12567
Total			14207

Tabela 163. Irreversibilidades na fornalha H-0302.

Irreversibilidades na fornalha			
	Corrente	Exergia (kW)	Irreversibilidades (kW)
Entrada	Fuelóleo	3267	
	Fuel –gás	3280	
	Pré-aquecimento	39,77	
Total			
Saída	Exergia dos fumos	465,6	465,6
	Exergia fornecida à corrente	2037	4084
Total			4550

Tabela 164. Irreversibilidades na fornalha H-0303.

Irreversibilidades na fornalha			
	Corrente	Exergia (kW)	Irreversibilidades (kW)
Entrada	Fuelóleo	0,00	
	Fuel –gás	350,6	
	Pré-aquecimento	0,00	
Total		350,6	
Saída	Exergia dos fumos	59,47	59,47
	Exergia fornecida à corrente	58,15	232,9
Total			292,4

Tabela 165. Irreversibilidades na fornalha H-0401.

Irreversibilidades na fornalha			
	Corrente	Exergia (kW)	Irreversibilidades (kW)
Entrada	Fuelóleo	3810	
	Fuel –gás	4720	
	Pré-aquecimento	46,38	
Total		8576	
Saída	Exergia dos fumos	1592	1592
	Exergia fornecida à corrente	1892	5092
Total			6684

Tabela 166. Irreversibilidades na fornalha H-0402.

Irreversibilidades na fornalha			
	Corrente	Exergia (kW)	Irreversibilidades (kW)
Entrada	Fuelóleo	3020	
	Fuel –gás	2061	
	Pré-aquecimento	36,76	
Total		5118	
Saída	Exergia dos fumos	351,6	351,6
	Exergia fornecida à corrente	1014	3752
Total			4103

Tabela 167. Irreversibilidades na fornalha H-0471.

Irreversibilidades na fornalha			
	Corrente	Exergia (kW)	Irreversibilidades (kW)
Entrada	Fuelóleo	11528	
	Fuel –gás	6482	
	Pré-aquecimento	140,3	
Total		18150	
Saída	Exergia dos fumos	1306	1306
	Exergia fornecida à corrente	4506	12338
Total			13644

Tabela 168. Irreversibilidades na fornalha H-0472.

Irreversibilidades na fornalha			
	Corrente	Exergia (kW)	Irreversibilidades (kW)
Entrada	Fuelóleo	673,7	
	Fuel –gás	1437,7	
	Pré-aquecimento	8,20	
Total		2120	
Saída	Exergia dos fumos	187,9	187,9
	Exergia fornecida à corrente	658,4	1273
Total			1461

Todas as irreversibilidades das Unidades 0300/0400 estão apresentadas na Tabela 169.

Tabela 169. Irreversibilidades nas Unidades 0300/0400.

Irreversibilidades das unidades	
Fonte	Irreversibilidades (kW)
Exergia das correntes de saída	313642
Aeroarrefecedores	197,5
Condensadores	4134
Permutadores	539,2
Fornalhas	44942
Irreversibilidades não contabilizadas	25931
Total	389386

Definindo-se uma hierarquia percentual das irreversibilidades nas Unidades 0300/0400 tem-se os valores presentes na Tabela 170.

Tabela 170. Hierarquia percentual de irreversibilidades das Unidades 0300/0400.

Hierarquia de irreversibilidades das unidades	
Fonte	Irreversibilidades (%)
Exergia das correntes de saída	81
Aeroarrefecedores	0
Condensadores	1
Permutadores	0
Fornalhas	11
Irreversibilidades não contabilizadas	7
Total	100

Tabela 171. Hierarquia de irreversibilidades do tipo de equipamentos suscetíveis a melhorias.

Hierarquia de irreversibilidades de equipamento suscetíveis a melhorias	
Fonte	Irreversibilidades (%)
Aeroarrefecedores	1
Condensadores	8
Permutadores	1
Fornalhas	90
Total	100

Assim, segundo a Tabela 171, os equipamentos onde é possível obter melhores resultados se forem realizadas alterações ou integração de outros processos, são as fornalhas. Especificando ainda mais estes resultados com base no conceito de rendimento exergético racional, no que a cada equipamento diz respeito, têm-se ainda os valores apresentados na Tabela 172.

Tabela 172. Hierarquia de irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis a melhorias.

Hierarquia de perdas da unidade			
Tipo de equipamento/fonte	Equipamento	Irreversibilidades por equipamento	Irreversibilidades por fontes
Aeroarrefecedores	E-0308	0,3 %	0 %
	E-0309	0,0 %	
	E-0409	0,0 %	
	E-0474	0,1 %	
	E-0475	0,0 %	
Condensadores	E-0303	0,0 %	9 %
	E-0311	0,1 %	
	E-0312	3,6 %	
	E-0313	0,7 %	
	E-0314	0,2 %	
	E-0402	0,4 %	
	E-0403	0,1 %	
	E-0406	0,0 %	
	E-0407	0,0 %	
	E-0471	3,2 %	
	E-0472	0,1 %	
Permutadores	E-0302	0,1 %	1 %
	E-0304	0,5 %	
	E-0310	0,0 %	
	E-0405	0,5 %	
Fornalhas	H-0301	28,5 %	90 %
	H-0302	9,1 %	
	H-0303	0,6 %	
	H-0401	13,4 %	
	H-0402	8,2 %	
	H-0471	27,4 %	
	H-0472	2,9 %	
Total		100 %	100 %

Da análise da Tabela 172, verifica-se que o equipamento estudado que apresenta maiores irreversibilidades é a fornalha H-0301, com um peso de irreversibilidades de 28,5 %, seguida da fornalha H-0471, com 27,4 % de irreversibilidades. Refere-se que 90 % das irreversibilidades ocorridas nas Unidades 0300/0400 ocorrem nas fornalhas, pelo que prioritariamente deverá intervir-se neste grupo de equipamentos.

Resumo da análise energética e exergética da Un-300/0400

A análise energética e exergética da Un-0300/0400 permitiu chegar a valores de rendimento energético e exergético de 0,8 % e 80,6 %, respetivamente. O rendimento exergético racional foi de 27,1 %, pelo que se conclui que grande parcela da exergia de entrada da unidade é transferida para as correntes de saída, no entanto, grande parte dessa exergia, cerca de 53,5 %, deve-se às exergias químicas das correntes.

O valor do rendimento energético é extremamente baixo, o que se explica por um lado porque o potencial energético químico das correntes processuais de saída é praticamente idêntico ao das correntes de entrada e ainda porque em termos de energia física também não há grandes diferenças. Isto indicia que existem elevadas perdas de energia, essencialmente sob a forma de energia térmica, no funcionamento deste processo. Tal é inevitável devido ao processo tecnológico em causa. O que não é aceitável é que estas grandes perdas de energia térmica não sejam devidamente aproveitadas. Já em termos exergéticos esta análise contabiliza positivamente o facto de se ter conseguido separar uma corrente processual de entrada em seis correntes processuais de saída já com grau de pureza apreciável.

Da análise das Figuras 116 e 117 que representam os diagramas de *Sankey* e de *Grassmann* da Un-0300/0400, pode-se verificar que o grupo de equipamentos que se destacou com maiores perdas energéticas foram os condensadores, com 25,3 % das perdas globais verificadas nesta unidade e que representam 1,1 % das irreversibilidades contabilizadas na unidade. Deste grupo de equipamentos, o equipamento com maior potencial de melhoria de desempenho é o E-0471, seguido do E-0312, já que representam 42,9 % e 42,3 %, respetivamente, das perdas verificadas nos condensadores. É de destacar as irreversibilidades verificadas nos permutadores, que representam 3,4 % das irreversibilidades contabilizadas na unidade, nomeadamente no permutador E-0405, cujas irreversibilidades representam 74,1 % das irreversibilidades contabilizadas neste grupo de equipamentos. Mesmo assim em termos de irreversibilidades o peso dos permutadores não é muito elevado, representando apenas 0,14 % das irreversibilidades totais.

De referir que as fornalhas desta unidade, no seu total, apresentam perdas energéticas que representam 16,2 % da energia total introduzida na unidade, e as suas irreversibilidades representam 11,5 % das irreversibilidades totais, sendo que, destas, 1,4 % representam a exergia associada aos fumos das fornalhas que são libertados para o ambiente, com temperaturas que variam entre os 550 K (277 °C) (fornalha H-0402) e os 980 K (707 °C) (fornalha H-0303). Estes valores mostram um potencial de aproveitamento de energia que atualmente é rejeitado.

As perdas não contabilizadas constituem 45,3 % da energia introduzida, e as irreversibilidades não contabilizadas constituem 6,7 % da exergia introduzida na unidade. Estes valores são muito expressivos, nomeadamente nas perdas energéticas não contabilizadas, pelo que a refinaria deverá proceder a uma análise mais criteriosa dos equipamentos desta unidade, nomeadamente das fornalhas, visto que foi constatado um desvio padrão muito elevado, por vezes da mesma ordem de grandeza das medições de caudais de combustíveis. Este facto teve um impacto significativo, 20 % a 30 %, nos desvios associados aos rendimentos finais das fornalhas.

Verificou-se também que os caudais de combustíveis dados pela folha de *Excel* de controlo das Unidades 0300 e 0400, não coincidiam com os valores de combustíveis dados pela folha de *Excel* de consumo de utilidades, pelo que daqui também se confirma alguma incoerência nas leituras de caudais.

Relativamente aos caudais processuais, estes também carecem de medições mais cuidadosas, uma vez que alguns caudais são fisicamente impossíveis, tendo em conta os valores de rendimento das fornalhas obtidos pelas simulações da refinaria, através do simulador *Aspen Hysys*. Outra fonte de incerteza dos resultados dos rendimentos das fornalhas, e que constituiu uma barreira a este estudo, foi o facto dessas mesmas simulações efetuadas pela refinaria, terem em conta os parâmetros operacionais atuais da FAR, enquanto os cálculos efetuados no presente trabalho tiveram em conta alguns dados dos *P&ID's* e de projeto dos equipamentos (pressões de operação e quedas de pressão), bem como dados operacionais (caudais e temperaturas).

As perdas caloríficas por convecção e condução nas colunas de destilação apresentam valores significativos, representando 8 % da energia introduzida na unidade, e por isso deverão ser medidas as temperaturas superficiais das mesmas em diversos pontos para que a sua contabilização seja mais fidedigna.

Outra fonte de perdas de energia e exergia são os efluentes de não-condensáveis que são queimados na tocha da FAR, e cujo caudal também não foi disponibilizado pela refinaria, pelo que este é também um fator a ter em conta nas perdas e irreversibilidades não contabilizadas.

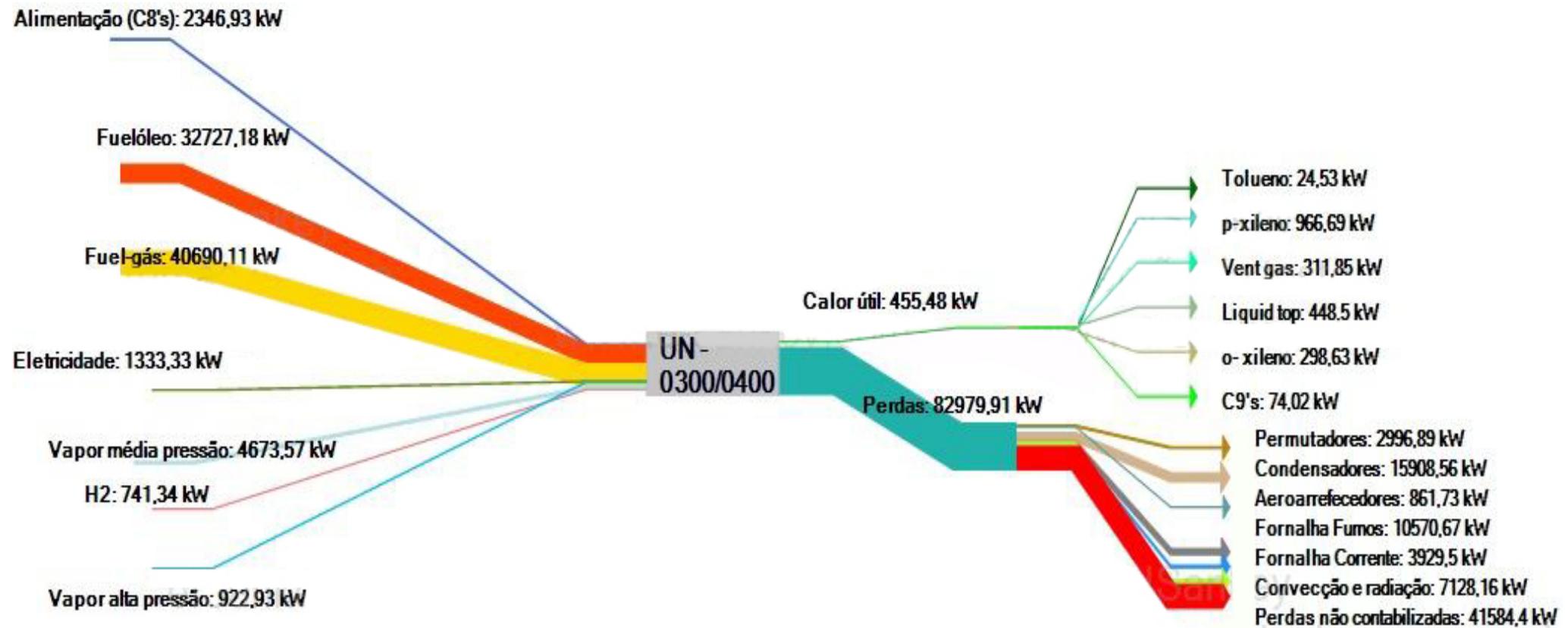


Figura 116. Diagrama de Sankey da Un-0300/0400.

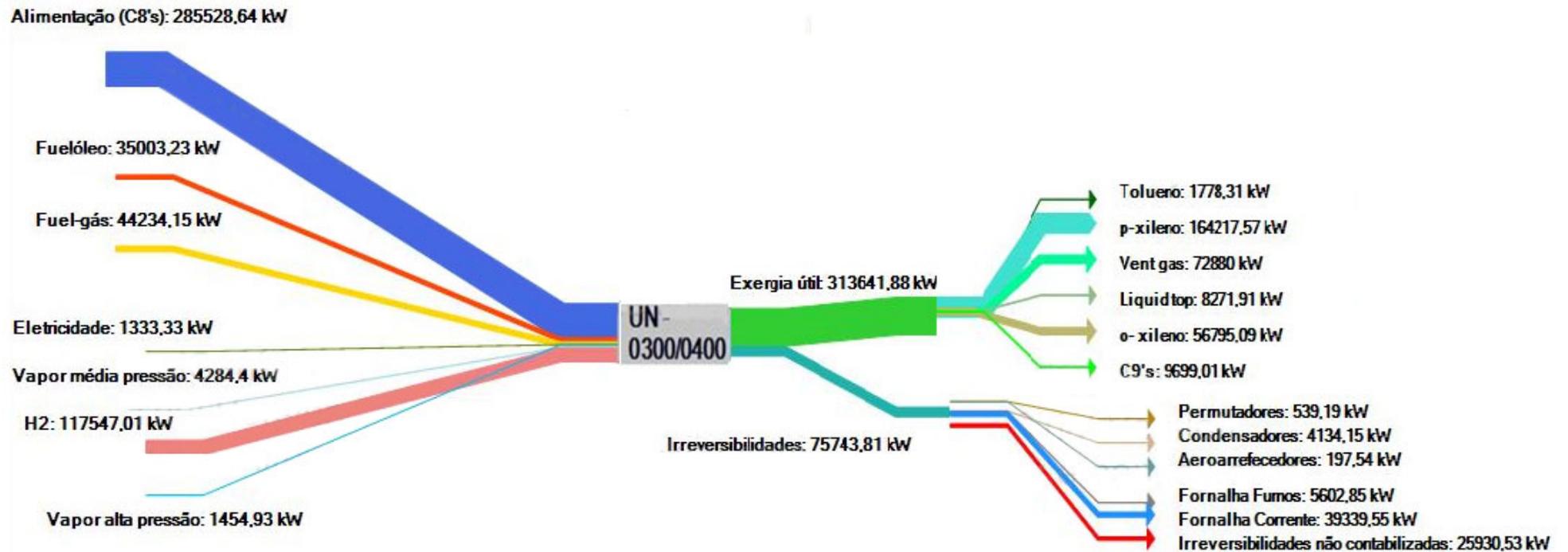


Figura 117. Diagrama de Grassmann da Un-0300/0400.

9. Balanço energético e exergético da Unidade 0500 (Un-0500)

Neste capítulo, fazem-se as análises energética e exergética da Unidade 0500 da Fábrica de Aromáticos. Tal como nas unidades estudadas anteriormente, segue-se uma breve descrição desta unidade da Fábrica de Aromáticos.

9.1. Unidade 0500 (Un-0500)

A unidade consiste essencialmente numa Unidade de Destilação Contínua com 2 colunas em série e uma Unidade de Destilação Descontínua com 2 colunas em paralelo (consultar *P&ID's* da unidade, no cd em anexo). A unidade inclui também um dado número de reservatórios de alimentação, misturadores e recipientes para análise, tanques para armazenagem intermédia e tanques de produto (Galp Energia, 2007).

Unidade de Destilação Contínua

As colunas da destilação contínua AS(T)-0502 e AS(T)-0503 funcionam para os casos:

- Caso A produção de hexano;
- Caso B produção de C₉⁺ tipo I e II.

Há ainda a registar que a AS(T)-0502 poderá ser utilizada na produção de tolueno.

Caso A – Produção de hexano

No Caso A, o refinado da Unidade 0200 é separado em 3 frações, Figuras 118 e 119.

A primeira fração, o refinado leve, sai pelo topo da AS(T)-0502 e contém principalmente os componentes com temperatura de ebulição abaixo de n-hexano, sendo enviada para o tanque TK-0502, ou para o tanque TK-5103. O produto de fundo desta coluna alimenta a AS(T)-0503 onde se obtém como produto de topo o hexano, sendo esta a segunda fração.

A terceira fração, fundo da AS(T)-0503 contém os componentes com ponto de ebulição acima de hexano, sendo a alimentação da destilação descontínua, onde se produzem os solventes não aromáticos mencionados anteriormente, SBP 60/95 e heptano ou é enviada para o TK-5103, Figura 119, quando a destilação descontínua está parada (Galp Energia, 2007).

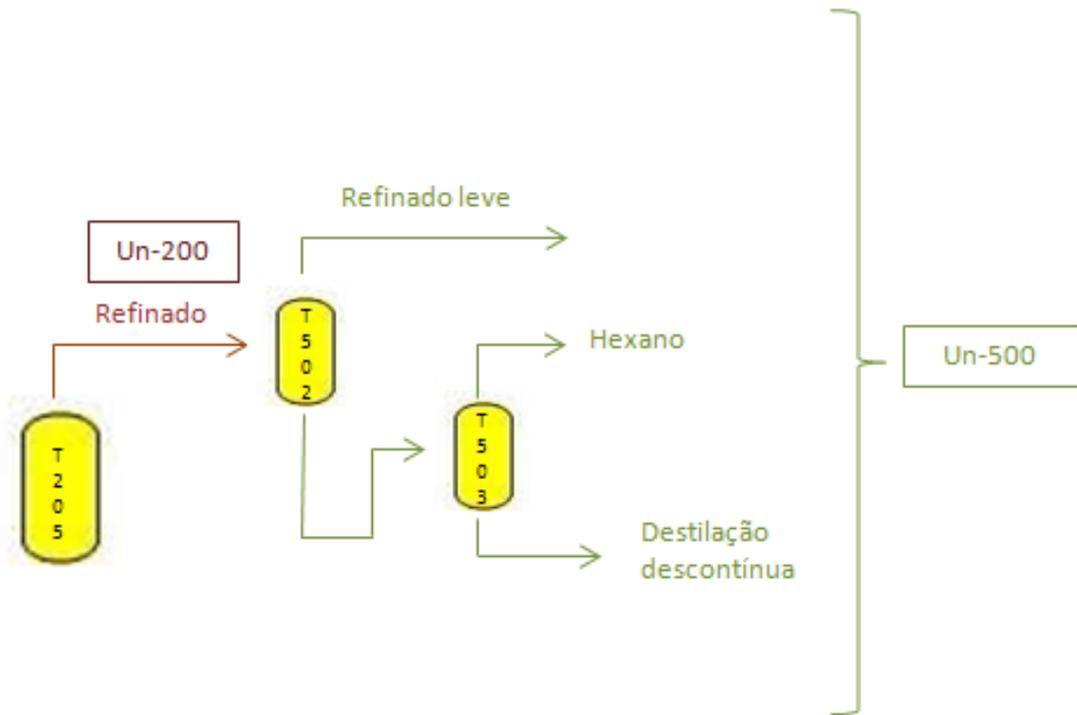


Figura 118. Representação da destilação contínua para produção de hexano.

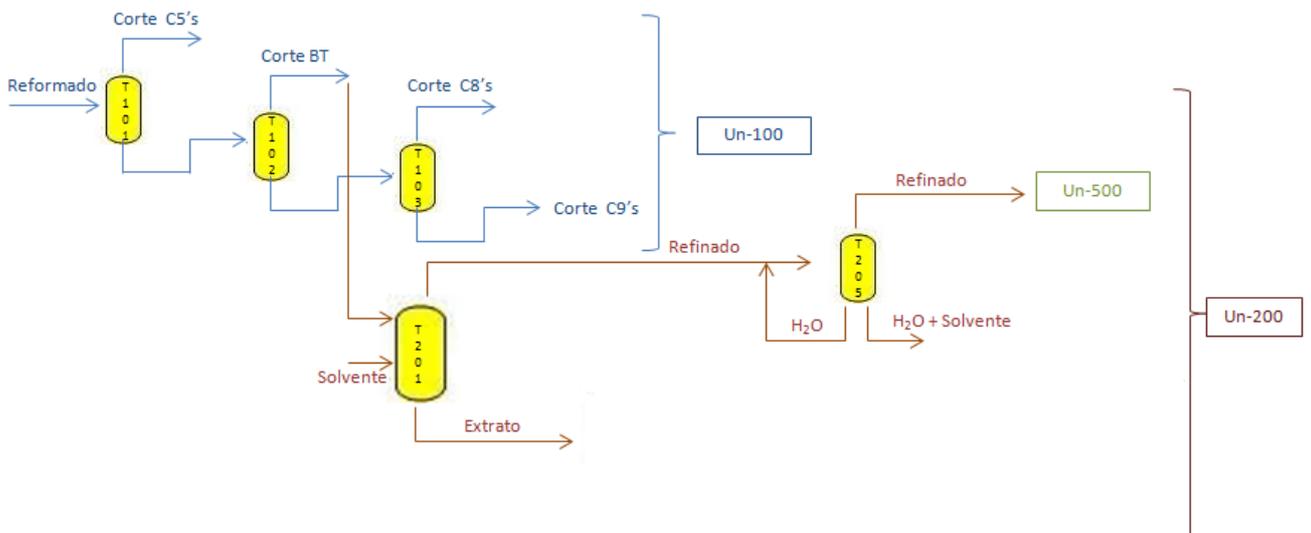


Figura 119. Representação da interação entre a Un-0100, a Un-0200 e a Un-0500.

Caso B- Produção dos solventes aromáticos C9⁺ Tipo I/II

No Caso B, a alimentação da coluna AS(T)-0502 é o produto proveniente do fundo da AS(T)-0103 da Unidade 0100, sendo constituído por compostos C9⁺. O solvente C9⁺ Tipo I é recuperado no topo da AS(T)-0502 e tem um intervalo de destilação de 160 a 183 °C. O produto de fundo desta coluna é a alimentação da AS(T)-0503. Nesta coluna, o produto de topo é o solvente C9⁺ Tipo II que tem um intervalo de destilação entre 185 °C a 209 °C. O produto de fundo, C9⁺, é enviado para a produção de gasóleo (Galp Energia, 2007).

Unidade de Destilação Descontínua

A Unidade de Destilação Descontínua (assim chamada embora na prática seja uma destilação contínua) serve para a recuperação dos solventes não aromáticos SBP 60/95 e heptano, obtidos a partir do refinado pesado que é o produto de fundo da AS(T)-0503, obtido no Caso A.

Para as análises energética e exergética a realizar no presente trabalho, serão alvo de estudo os dados correspondentes à produção de hexano, uma vez que no período em estudo foi a produção mais representativa (73,5 % da produção no período em análise).

9.1.1. Correntes Processuais

Como já referido anteriormente, a alimentação da Unidade 0500 para a produção de hexano, é proveniente da corrente de refinado da Unidade 0200. Da Unidade 0500, são retiradas 3 correntes de composições distintas, sendo estas, a corrente proveniente do topo da coluna AS(T)-0502, constituída por refinado leve, uma corrente de hexano, proveniente do topo da coluna AS(T)-0503 e uma corrente que irá alimentar a destilação descontínua, e que é constituída por componentes com ponto de ebulição superior ao hexano. Estas correntes são caracterizadas com mais pormenor a seguir.

Corte de refinado da Un-0200 (Alimentação)

Os não-aromáticos deixam o topo do extrator da Unidade 0200, como fase leve (refinado) e são enviados para a coluna de lavagem de 6 andares AS(T)-0205. De seguida, saem pelo topo da coluna de lavagem sendo enviados diretamente para armazenagem e para a Unidade 0500, passando para tal, pelo arrefecedor E-0211 A/B, Figura 120.

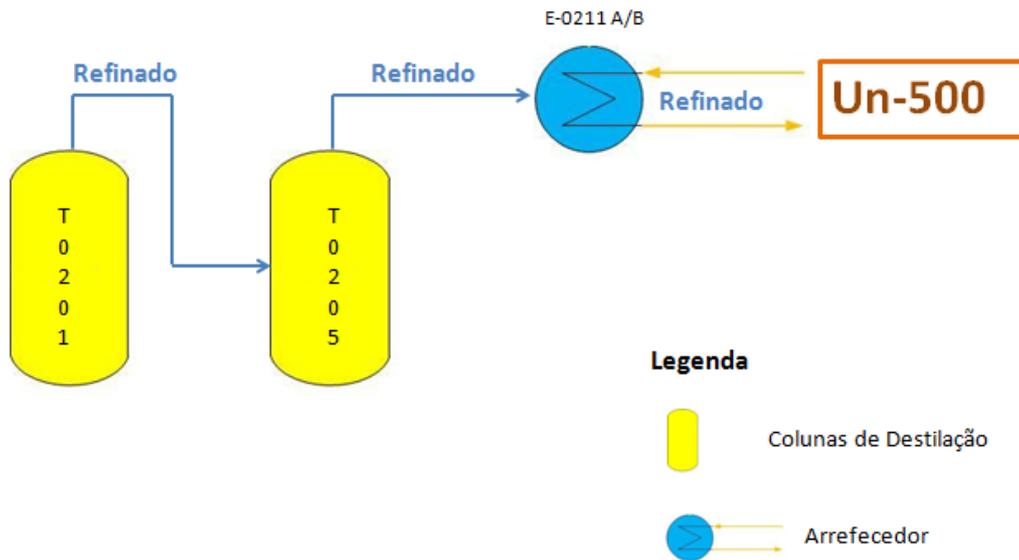


Figura 120. Representação do percurso do refinado à entrada na Un-0500.

A composição mássica do corte de refinado, bem como a sua temperatura e caudal, são apresentadas nas Tabelas 173 e 174, respetivamente.

Tabela 173. Composição mássica do refinado.

Composição do refinado	
Composto	Média anual da fração mássica
Pentano	40 %
Hexano	40 %
Heptano	20 %

Tabela 174. Temperatura e caudal da corrente de refinado.

Temperatura do refinado – Un-0500	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura entrada AS(T)-0502	Ti0526	51,11	324,26
Caudal de refinado – Un-0500		(t/d)	(kg/s)
Caudal de refinado	FQd0554	175,31	2,03

Corte de gasolina leve (refinado leve)

O corte de refinado leve sai pelo topo da coluna AS(T)-0502, passando pelo condensador E-0513 e pelo arrefecedor E-0514, para ser posteriormente armazenado, Figura 121.

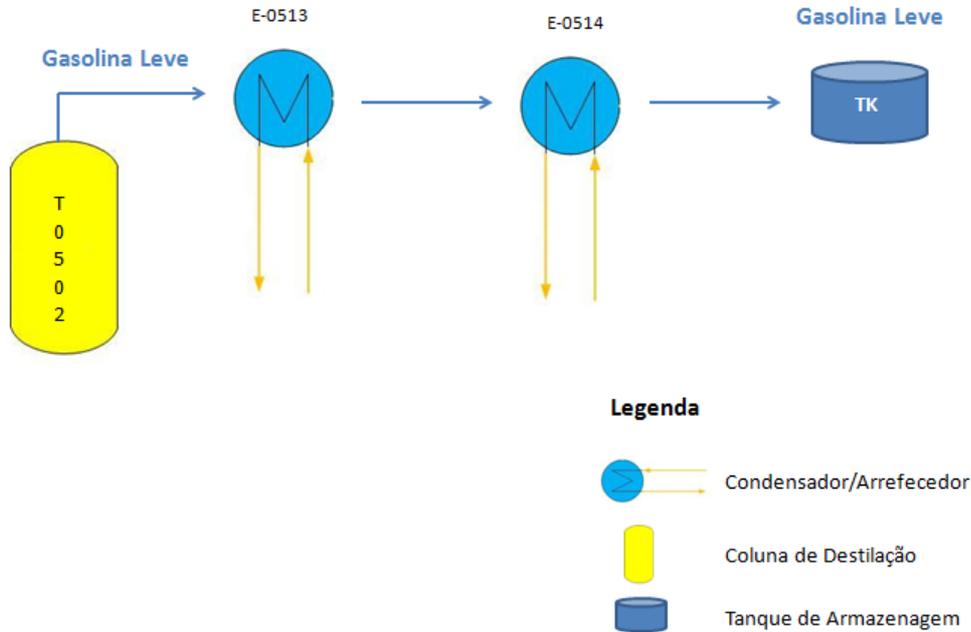


Figura 121. Representação do percurso da gasolina leve para armazenagem.

A composição da gasolina leve, a sua temperatura, bem como o seu caudal, podem ser consultados nas Tabelas 175 e 176, respetivamente.

Tabela 175. Composição mássica do corte de gasolina leve.

Composição do corte de gasolina leve	
Composto	Média anual da fração mássica
Pentano	100 %

Tabela 176. Temperaturas e caudal do corte de gasolina leve.

Temperatura de corte de gasolina leve	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura de topo T-502/Temperatura entrada E-0513	Ti0525	58,20	331,35
Temperatura saída E-0513/ Temperatura entrada E-0514	Ti0554	26,00	299,15
Temperatura saída E-0514	Ti0556	21,00	294,15
Caudal de corte de gasolina leve		(t/d)	(kg/s)
Caudal total	FQd0552	94,26	1,09

Corte de hexano

O corte de hexano sai no topo da coluna AS(T)-0503, passando pelo condensador E-0522 e troca, posteriormente, calor com a corrente de refinado que alimenta a coluna AS(T)-0502, no permutador E-0515. Por fim, esta corrente é arrefecida no arrefecedor E-0521 antes de ser armazenada no TK-5103 A, Figura 122.

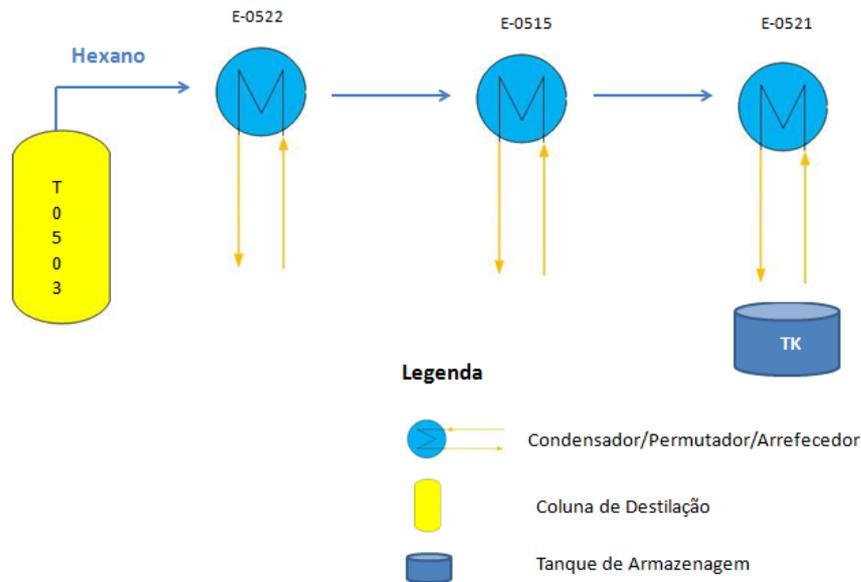


Figura 122. Representação do percurso de hexano para armazenagem.

As Tabelas 177 e 178 apresentam a composição da corrente de hexano, as suas temperaturas e caudal, respetivamente.

Tabela 177. Composição mássica do corte de hexano.

Composição do corte de hexano	
Composto	Média anual da fração mássica
Hexano	100 %

Tabela 178. Temperaturas e caudal do corte de hexano.

Temperatura do corte de hexano	Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura Topo AS(T)-0503/ Temperatura entrada E-0522	Ti0534	58,49	331,64
Temperatura saída E-0522/ Temperatura entrada E-0515	Tid-0586	28,00	301,15
Temperatura saída E-0521	Ti0542	23,31	296,46
Caudal do corte de hexano		(t/d)	(kg/s)
Caudal de hexano	FQd0560	92,11	1,07

Corte para destilação descontínua (fundo AS(T)-0503)

O produto de fundo da coluna AS(T)-0503 é constituído pelos componentes com pontos de ebulição superior ao do hexano (Tabela 179) , e esta corrente, depois de permutar calor com a corrente de refinado que alimenta a coluna AS(T)-0502, no permutador E-0516, vai para o arrefecedor E-0520. Daí, vai para a destilação descontínua ou para os tanques de armazenamento, caso a destilação descontínua esteja parada, Figura 123.

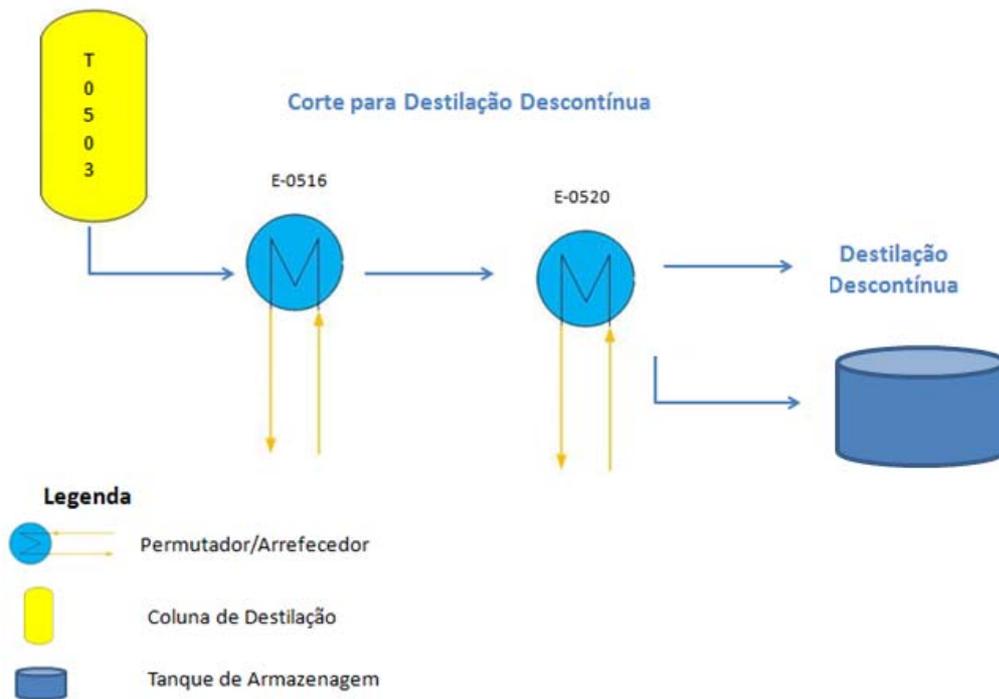


Figura 123. Representação do percurso da corrente para a destilação descontínua (fundo AS(T)-0503).

Tabela 179. Composição mássica do corte de fundo AS(T)-0503.

Composição do corte de fundo AS(T)-0503	
Composto	Média anual da fração mássica
Heptano	100 %

Os valores das temperaturas e do caudal do corte do fundo da coluna AS(T)-0503, estão apresentados na Tabela 180.

Tabela 180. Temperaturas e caudais do corte de fundo AS(T)-0503.

Temperaturas do corte de fundo AS(T)-0503		Equipamento de medição	(°C)	(K)
Temperatura fundo AS(T)-0503 / Temperatura entrada E-0516		Ti0527	94,25	367,40
Temperatura saída E-0520		Ti0543	23,75	296,90
Caudal do corte de fundo AS(T)-0503			(t/d)	(kg/s)
Caudal corte de fundo AS(T)-0503		FQd0557	33,56	0,39

9.1.2. Vapor de média pressão e de alta pressão

O vapor de média pressão é fornecido pela Fábrica de Utilidades com uma temperatura da ordem de 260 °C a cerca de 1700 kPa de pressão absoluta e destina-se aos equipamentos E-0517, E-0518 e E-0519. O vapor de alta pressão é fornecido com uma temperatura da ordem de 350 °C a cerca de 6400 kPa de pressão absoluta.

9.2. Apresentação de resultados da análise energética da Un-0500

Neste subcapítulo serão dados a conhecer os resultados obtidos na análise energética da Un-0500, para o caso de produção de hexano. Tal como nas unidades anteriores, todos os cálculos efetuados nos formulários para obtenção destes resultados, serão publicados em CD em anexo, de uma forma mais detalhada. Nesta unidade não serão consideradas as entalpias de formação, bem como na análise exergética não serão tidas em conta as exergias químicas envolvidas, já que os processos que nela ocorrem são apenas físicos.

A energia introduzida na Unidade 0500 está associada às potências da eletricidade, vapor de alta pressão, vapor de média pressão e alimentação da coluna AS(T)-0502. Estas encontram-se discriminadas na Tabela 181.

Tabela 181. Potências introduzidas na Unidade 0500.

Potências energéticas introduzidas na unidade	
Fonte	Valor (kW)
Alimentação	518,2
Vapor de média pressão	1466
Vapor de alta pressão	0,21
Eletricidade	125,0
Total	2109

Verifica-se que grande parte da potência introduzida na unidade está associada ao vapor de média pressão, representando 69,5 % de toda a energia introduzida na unidade. As potências retiradas da unidade estão associadas ao corte de gasolina leve, ao corte de hexano e ao corte de refinado que vai para a destilação descontínua, Tabela 182.

Tabela 182. Potências retiradas da Unidade 0500.

Potência útil retirada da unidade	
Fonte	Valor (kW)
Corte gasolina leve	519,8
Corte hexano	140,2
Corte refinado destilação descontínua	86,44
Total	746,4

De acordo com a expressão 4.9.1, a partir da qual se determina o rendimento da unidade em termos da potência útil em relação à consumida, é obtido um rendimento $\eta_a = 35,4 \%$, valor consideravelmente superior aos rendimentos verificados nas restantes unidades da FAR. Tal é justificado pelo facto das temperaturas de saída das correntes ser superior à temperatura da corrente de entrada.

Torna-se contudo interessante fazer um estudo aos equipamentos, de forma a tentar perceber e contabilizar, sempre que possível, de acordo com os dados fornecidos, as perdas de energéticas da unidade. Estas ocorrem nos equipamentos de permuta de calor como aeroarrefecedores, permutadores e condensadores. Refere-se, no entanto, que alguns equipamentos, nomeadamente os permutadores E-0515, E-0516, E-0517, E-0518 e E-0519, não foram alvo de estudo pormenorizado por falta de dados, pelo que as suas perdas serão incluídas nas perdas não contabilizadas da unidade.

As perdas ocorridas nos aeroarrefecedores são apresentadas na Tabela 183.

Tabela 183. Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores.

Perdas caloríficas dos aeroarrefecedores			
Equipamento	Entalpia de entrada [kW]	Entalpia de saída [kW]	Pot. cal. de perdas [kW]
E-0514	63,13	50,80	12,33
E-0515 + E-0521	65,81	54,63	11,18
E-0516 + E-0520	86,44	20,91	65,53
Total			89,04

Analisando os valores das potências perdidas nestes equipamentos, destaca-se o conjunto de permutador/arrefecedor E-0516+E-0520, com perdas que representam 73,6 % das perdas totais nestes equipamentos.

Nos condensadores contabilizados, as perdas são de um valor superior às verificadas nos aeroarrefecedores, como pode ser conferido na Tabela 184.

Tabela 184. Perdas caloríficas dos condensadores.

Perdas caloríficas dos condensadores			
Equipamento	Entalpia de entrada [kW]	Entalpia de saída [kW]	Pot. cal. de perdas [kW]
E-0513	516,25	63,13	453,12
E-0522	140,17	65,81	74,36
Total			527,5

Neste grupo de equipamentos, evidencia-se o E-0513, cujas perdas representam 85,9 % das perdas em condensadores. Este equipamento apresenta perdas consideráveis, justificadas pela diferença de temperaturas da corrente nas condições de entrada e de saída, cerca de 32 °C. As perdas contabilizadas nos condensadores, representam cerca de 25 % das perdas globais na Unidade 0500, enquanto com as perdas verificadas nos aeroarrefecedores, correspondem a cerca de 4 %.

Seguidamente foram determinadas as perdas por radiação e convecção das colunas da Un-0500, cujos resultados estão apresentados na Tabela 185. Refira-se que as temperaturas superficiais, para esta unidade são de cerca de 80 °C, pelo que se utilizou como valor médio de temperatura superficial, a temperatura de 60 °C. Este valor foi obtido pela aplicação do mesmo critério que foi aplicado às demais unidades estudadas.

Tabela 185. Perdas por convecção/radiação nas colunas.

AS(T)-0502		AS(T)-0503	
Altura (m)	33,8	Altura (m)	35,6
Diâmetro (m)	0,81	Diâmetro (m)	0,475
Temperatura superficial (°C)	60,0	Temperatura superficial (°C)	60,0
Emissividade alumínio	0,85	Emissividade alumínio	0,85
Perdas convecção (kW)	45,01	Perdas convecção (kW)	30,85
Perdas radiação (kW)	28,28	Perdas radiação (kW)	17,47
Total (conv+rad) (kW)	73,29	Total (conv+rad) (kW)	48,32

Com a quantificação das energias envolvidas nos diversos equipamentos é feita de seguida uma contabilização de todas as energias que saem da unidade Un-0500 (Tabela 186).

Tabela 186. Quantidades energéticas de saída da Un-0500.

Potência de saída da unidade	
Fonte	Valor energético (kW)
Corte gasolina leve	519,8
Corte hexano	140,2
Corte refinado destilação descontínua	86,44
Aeroarrefecedores	89,04
Condensadores	527,5
Convecção e radiação	121,6
Perdas não contabilizadas	624,6
Total	2109

A partir dos dados apresentados previamente foi realizada uma hierarquização dos pesos relativos das potências que entram na unidade, Tabela 187.

Tabela 187. Hierarquia das potências introduzidas na Un-0500.

Hierarquia de potências introduzidas na unidade	
Fonte	Peso relativo (%)
Alimentação	24
Vapor de média pressão	70
Vapor de alta pressão	0
Eletricidade	6
Total	100

Verifica-se que parte significativa, 70 %, da energia introduzida na unidade é proveniente do vapor de média pressão. É pertinente estudar os equipamentos que recorrem a esta utilidade, de forma a quantificar as irreversibilidades e, conseqüentemente, desencadear ações de melhoria do desempenho energético da unidade. Os equipamentos que envolvem o consumo de vapor de média pressão são os permutadores E-0517, E-0518 e E-0519, que, como referido anteriormente, não foram analisados por falta de dados disponíveis.

Tabela 188. Hierarquia da energia de saída da Un-0500.

Hierarquia de potências de saída da unidade	
Fonte	Peso relativo (%)
Corte gasolina leve	24
Corte hexano	7
Corte refinado destilação descontínua	4
Aeroarrefecedores	4
Condensadores	25
Convecção e radiação	6
Perdas não contabilizadas	30
Total	100

Da análise da Tabela 188, fica bem claro que a maior quantidade de energia que abandona a Unidade 0500, é devida às perdas nos condensadores e a maior percentagem, 30 %, constituem perdas não contabilizadas. Quanto às perdas não contabilizadas, estas são uma parcela importante da energia perdida, o que torna aqui bem claro que deverão ser realizadas medições nos equipamentos abrangidos pelas perdas não contabilizadas de forma a se poder atribuir um valor de perdas a cada um deles. Isto torna possível que se possa atuar nos equipamentos que eventualmente possuam menores eficiências. Por outro lado, parte dessas perdas podem ser justificadas pelas perdas com não-condensáveis, que vão para a tocha da FAR, e que não foram alvo de contabilização por falta de disponibilidade de dados.

Para uma melhor perceção de quais dos equipamentos contabilizados que possuem maiores perdas, realizou-se uma hierarquização das perdas de toda a unidade. Tal como para as restantes unidades analisadas anteriormente, não é tida em conta a parcela relativa às perdas não contabilizadas. Na hierarquia entram, assim, as perdas associadas aos aeroarrefecedores, condensadores e perdas por radiação e convecção nas colunas (Tabela 189).

Tabela 189. Hierarquia de perdas energéticas contabilizáveis na Unidade 0500.

Hierarquia de perdas da unidade			
Tipo de equipamento/fonte	Equipamento	Perdas por equipamento	Perdas por tipo de equipamento/fonte
Aeroarrefecedores	E-0514	1,7 %	12 %
	E-0515+E-0521	1,5 %	
	E-0516+E-0520	8,9 %	
Condensadores	E-0513	61,4 %	71 %
	E-0522	10,1 %	
Convecção e radiação		16,5 %	17 %
Total		100 %	100 %

A percentagem de energia perdida pelos condensadores é esmagadora em relação aos aeroarrefecedores. Então, terá de lhes ser prestada uma especial atenção com vista à sua substituição por equipamentos mais eficientes, ou ao aproveitamento deste calor que poderá ser útil a outros processos. Neste grupo de equipamentos, todo o destaque vai para o E-0513, o qual é responsável por 61,4 % das perdas totais dos equipamentos contabilizados.

9.3. Apresentação de resultados da análise exergética da Un-0500

Também foi realizada uma análise exergética à Un-0500. Há que referir, que nesta unidade serão consideradas apenas as exergias físicas. As potências exergéticas introduzidas na unidade referentes à corrente de refinado, ao vapor de média e de alta pressão e eletricidade, podem ser consultadas na Tabela 190.

Tabela 190. Exergia introduzida na Unidade 0500.

Exergia introduzida na unidade	
Fonte	Potência exergética (kW)
Alimentação	31,80
Vapor de média pressão	627,5
Vapor de alta pressão	0,34
Eletricidade	125,0
Total	784,6

As potências exergéticas consideradas como úteis que abandonam a Unidade 0500, podem ser observadas na Tabela 191.

Tabela 191. Exergia útil retirada da Unidade 0500.

Exergia útil retirada da unidade	
Fonte	Potência exergética (kW)
Corte gasolina leve	62,19
Corte hexano	13,16
Corte refinado destilação descontínua	12,18
	87,53

Da análise dos resultados, constata-se a enorme quantidade de exergia que está a ser fornecida à unidade em relação à exergia retirada da mesma. Pode-se então afirmar que a unidade é consumidora intensiva de exergia.

Com os valores totais da exergia fornecida e retirada da unidade chega-se a valores de rendimento exergético de $\eta_{ex} = 11,2 \%$. O rendimento exergético racional obtido para esta unidade é de $7,4 \%$. A distribuição percentual das potências exergéticas fornecidas à unidade encontra-se na Tabela 192.

Tabela 192. Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade.

Distribuição percentual de exergia introduzida na unidade	
Fonte	Distribuição percentual
Alimentação	4 %
Vapor de média pressão	80 %
Vapor de alta pressão	0 %
Eletricidade	16 %
Total	100 %

Analisando os valores, verifica-se que 80% da exergia introduzida na unidade provém do vapor de média pressão, utilizado em permutadores que não foram alvo de estudo por falta de dados disponíveis. Os pesos da exergia útil que abandonam a unidade podem ser consultados na Tabela 193.

Tabela 193. Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade.

Distribuição percentual de exergia útil retirada da unidade	
Fonte	Distribuição percentual
Corte gasolina leve	71 %
Corte hexano	15 %
Corte refinado destilação descontínua	14 %
Total	100 %

Como se pode ver a partir da Tabela 193, a maior fatia de exergia útil retirada da unidade, 71% , diz respeito ao corte de gasolina leve.

Com os valores obtidos de rendimento da unidade procurou-se saber em que equipamentos ou processos é que ocorrem as maiores irreversibilidades. Através da potência respeitante a cada uma dessas irreversibilidades, procurou-se identificar quais desses equipamentos ou processos possuem maior potencial no que concerne ao aproveitamento de parte destas irreversibilidades de forma útil. As irreversibilidades dos aeroarrefecedores podem ser consultadas na Tabela 194.

Tabela 194. Irreversibilidades nos aeroarrefecedores.

Irreversibilidades nos aeroarrefecedores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0514	2,83	1,86	0,97
E-0515+E-0521	3,16	2,21	0,95
E-0516+E-0520	12,18	0,86	11,32
Total			13,24

As irreversibilidades correspondentes aos condensadores encontram-se na Tabela 195.

Tabela 195. Irreversibilidades nos condensadores.

Irreversibilidades nos condensadores			
Equipamento	Exergia entrada (kW)	Exergia saída (kW)	Irreversibilidades (kW)
E-0513	72,27	2,83	69,44
E-0522	13,16	3,16	10,00
Total			79,44

As irreversibilidades nos condensadores possuem valores consideráveis uma vez que as exergias em jogo também são mais representativas do que as verificadas nos aeroarrefecedores estudados, pelo que deverá ser necessária atenção a estes equipamentos pois poderão representar algum potencial de melhorias para a Unidade 0500, principalmente o E-0513. Todas as irreversibilidades da unidade encontram-se apresentadas na Tabela 196.

Tabela 196. Irreversibilidades na unidade.

Irreversibilidades da unidade	
Fonte	Irreversibilidades (kW)
Corte gasolina leve	62,19
Corte hexano	13,16
Corte refinado destilação descontínua	12,18
Aeroarrefecedores	13,24
Condensadores	79,44
Irreversibilidades não contabilizadas	604,4
Total	784,6

Definindo-se uma hierarquia percentual das irreversibilidades na unidade têm-se os valores presentes na Tabela 197.

Tabela 197. Hierarquia percentual de irreversibilidades da unidade.

Hierarquia de irreversibilidades da unidade	
Fonte	Irreversibilidades (%)
Exergia das correntes de saída	11
Aeroarrefecedores	2
Condensadores	10
Irreversibilidades não contabilizadas	77
Total	100

Tabela 198. Hierarquia de irreversibilidades do tipo de equipamentos suscetíveis a melhorias.

Hierarquia de irreversibilidades de equipamento suscetíveis a melhorias	
Fonte	Irreversibilidades (%)
Aeroarrefecedores	14
Condensadores	86
Total	100

Assim, segundo a Tabela 198, que representa os equipamentos cujas irreversibilidades foram possíveis de contabilizar, constata-se que os condensadores são os equipamentos para os quais é, em princípio, possível obter melhores resultados, se forem realizadas alterações ou integração de outros processos. Especificando ainda mais estes resultados tendo em consideração o conceito de rendimento exergético racional, no que a cada equipamento diz respeito, têm-se ainda os valores presentes na Tabela 199.

Tabela 199. Hierarquia de irreversibilidades dos equipamentos suscetíveis a melhorias.

Hierarquia de perdas da unidade			
Tipo de equipamento/fonte	Equipamento	Irreversibilidades por equipamento	Irreversibilidades por fontes
Aeroarrefecedores	E-0514	1,0 %	14 %
	E-0515+E-0521	1,0 %	
	E-0516+E-0520	12,2 %	
Condensadores	E-0513	74,9 %	86 %
	E-0522	10,8 %	
Total		100 %	100 %

Analisando a Tabela 199, verifica-se que o equipamento estudado que apresenta maiores irreversibilidades é o condensador E-0513, que representa 74,9 % das irreversibilidades identificadas na Unidade 0500.

Mais uma vez refira-se que esta unidade necessita de um acompanhamento no que toca a medições de temperaturas e caudais, de forma a melhor acompanhar o desempenho energético e exergético de todos os seus equipamentos, nomeadamente dos permutadores que não foram alvo deste estudo, por indisponibilidade dessa informação.

Resumo da análise energética e exergética da Un-0500

As análises energética e exergética da Un-0500 permitiram chegar a valores de rendimento energético e exergético de 35,4 % e 11,2 %, respetivamente. Estes valores são mais satisfatórios, quando comparados com os rendimentos verificados nas restantes unidades estudadas devido ao facto das temperaturas das correntes de saída da unidade, serem superiores à temperatura da corrente de entrada.

Da análise das Figuras 124 e 125, que representam os diagramas de *Sankey* e de *Grassmann* da Un-0500, pode-se verificar que o grupo de equipamentos que se destaca com maiores perdas energéticas, são os condensadores, com 25 % das perdas globais verificadas nesta unidade e que representam 10 % das irreversibilidades contabilizadas na unidade. Deste grupo de equipamentos, o equipamento com maior potencial de melhoria de desempenho é o E-0513, já que representa 86 % das perdas verificadas nos condensadores. As irreversibilidades associadas a este equipamento representam 87,4 % das irreversibilidades verificadas neste grupo de equipamentos, pelo que deverá ser um equipamento com potencial de melhorias.

As perdas não contabilizadas constituem 30 % da energia introduzida, e as irreversibilidades não contabilizadas constituem 77 % da exergia introduzida na unidade. Estes valores são muito expressivos, pelo que a refinaria deverá proceder a uma análise mais criteriosa dos equipamentos desta unidade, nomeadamente dos permutadores, que não foram alvo de estudo por falta de disponibilização de dados por parte da refinaria. Os equipamentos que estão incluídos nestas condições são os permutadores E-0515, E-0516, E-0517, E-0518 e E-0519.

As perdas caloríficas por convecção e condução nas colunas de destilação apresentam valores expressivos, representando 6 % da energia introduzida na unidade, e por isso deverão ser medidas as temperaturas superficiais das mesmas em diversos pontos para que a sua contabilização seja também mais fidedigna. Outra fonte de perdas de energia e exergia são os efluentes de não-condensáveis que são queimados na tocha da FAR, e cujo caudal também não foi disponibilizado pela refinaria.

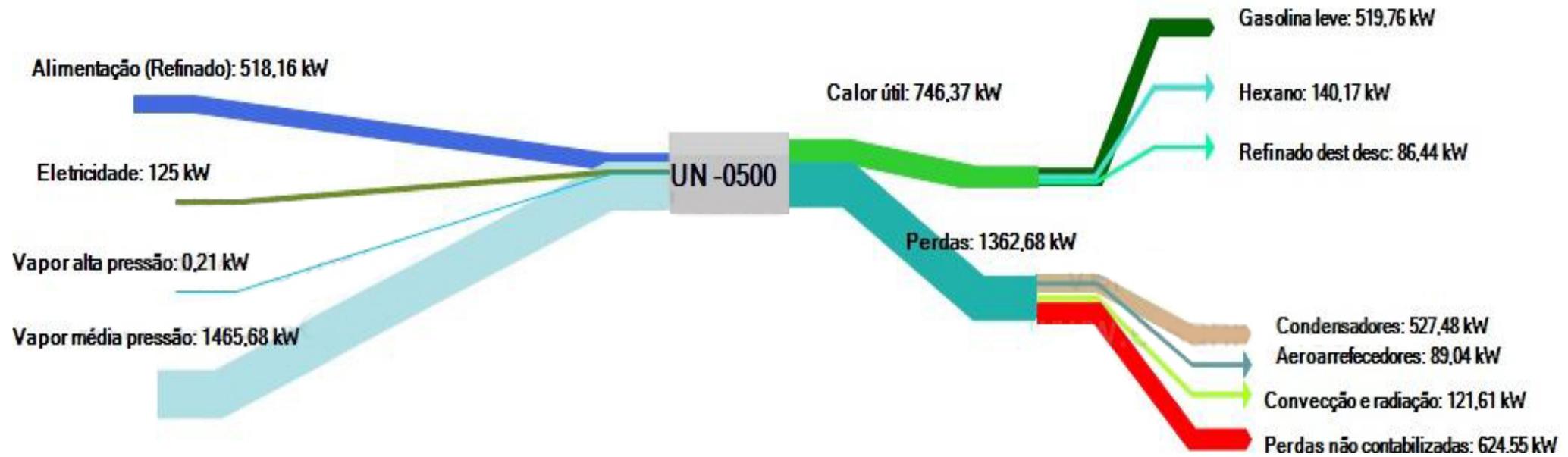


Figura 124. Diagrama de Sankey da Un-0500.

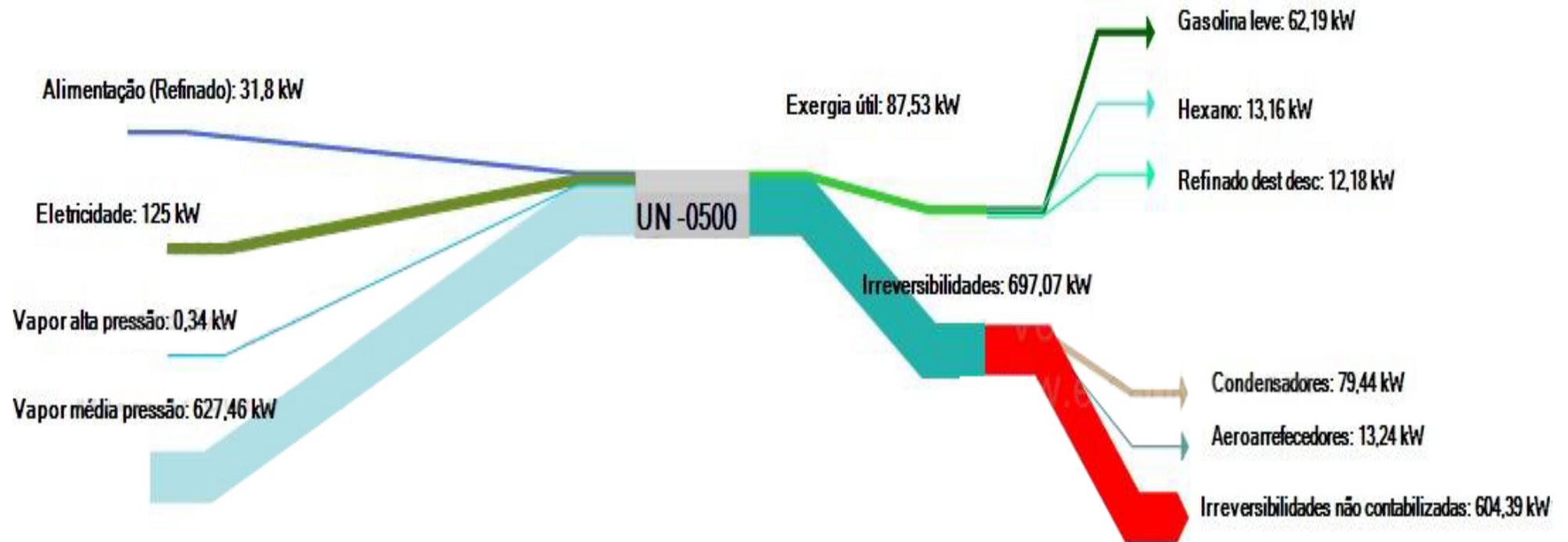


Figura 125. Diagrama de *Grassmann* da Un-0500.

10. Análise global da FAR

A título de resumo, e de forma a sustentar possíveis sugestões de melhoria, são apresentados de seguida os resultados dos balanços energético e exergético da FAR. Para comparar equipamentos que estão em unidades diferentes foi necessário ter em conta as energias envolvidas em todos eles, de modo a obter-se uma repartição percentual equivalente. Para tal, apesar de nas Unidades 0100, 0200 e 0500 não terem sido contabilizadas as entalpias de formação e exergias químicas por se tratarem de processos físicos, nesta análise global da FAR foram contabilizadas as entalpias de formação e as exergias químicas de todas as correntes envolvidas, uma vez que estas energias foram contabilizadas nas unidades 0300/0400.

Nas Figuras 126 e 127 são apresentadas as energias e exergias introduzidas na FAR.

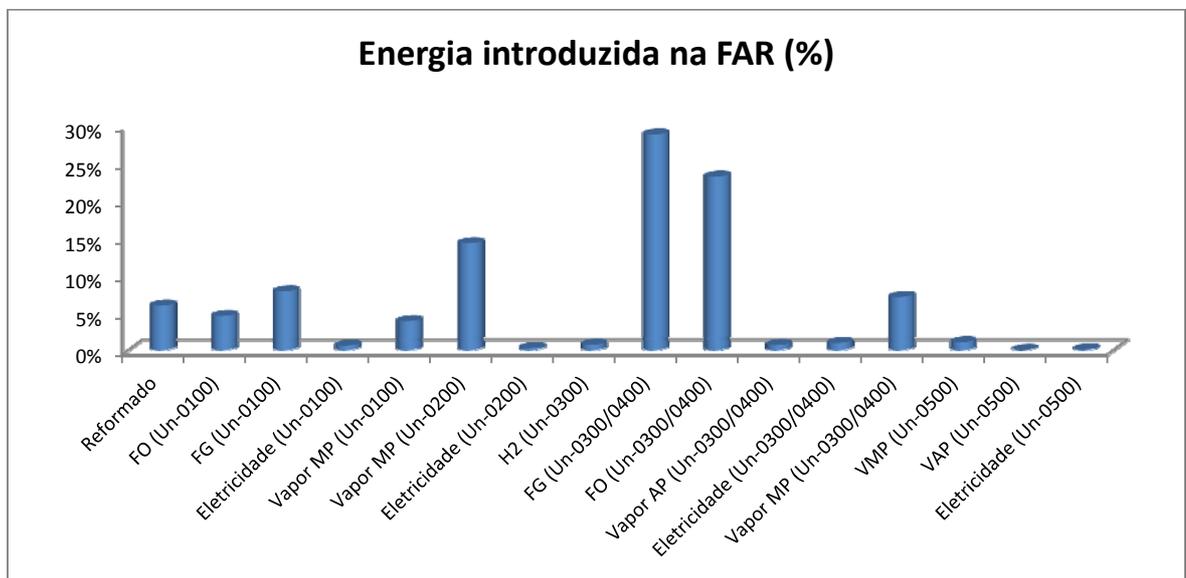


Figura 126. Peso percentual da energia introduzida na FAR.

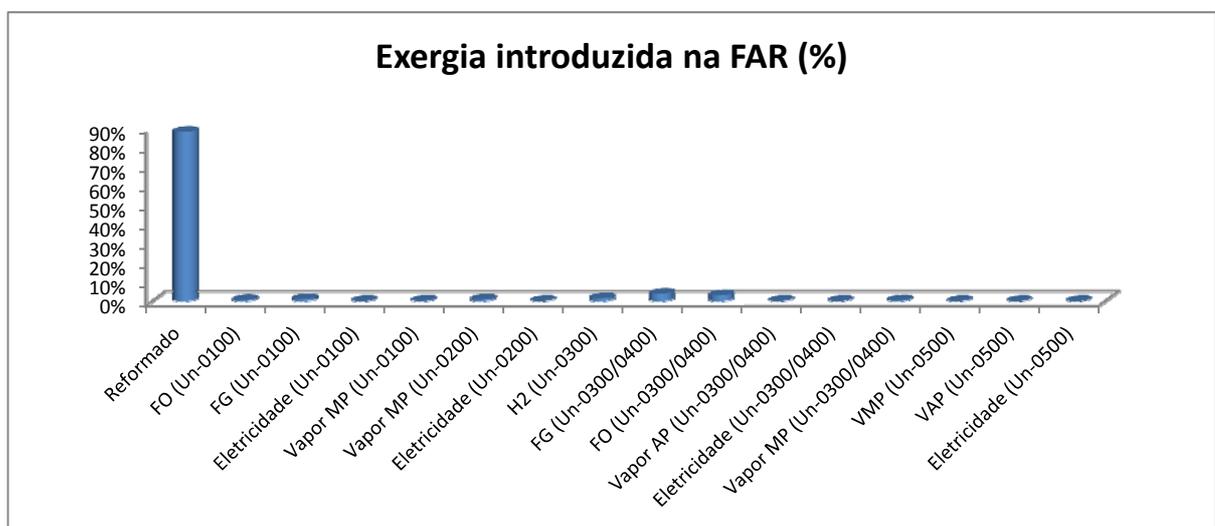


Figura 127. Peso percentual da exergia introduzida na FAR.

Nas Figuras 128 e 129 são apresentadas as energias e exergias retiradas da FAR.

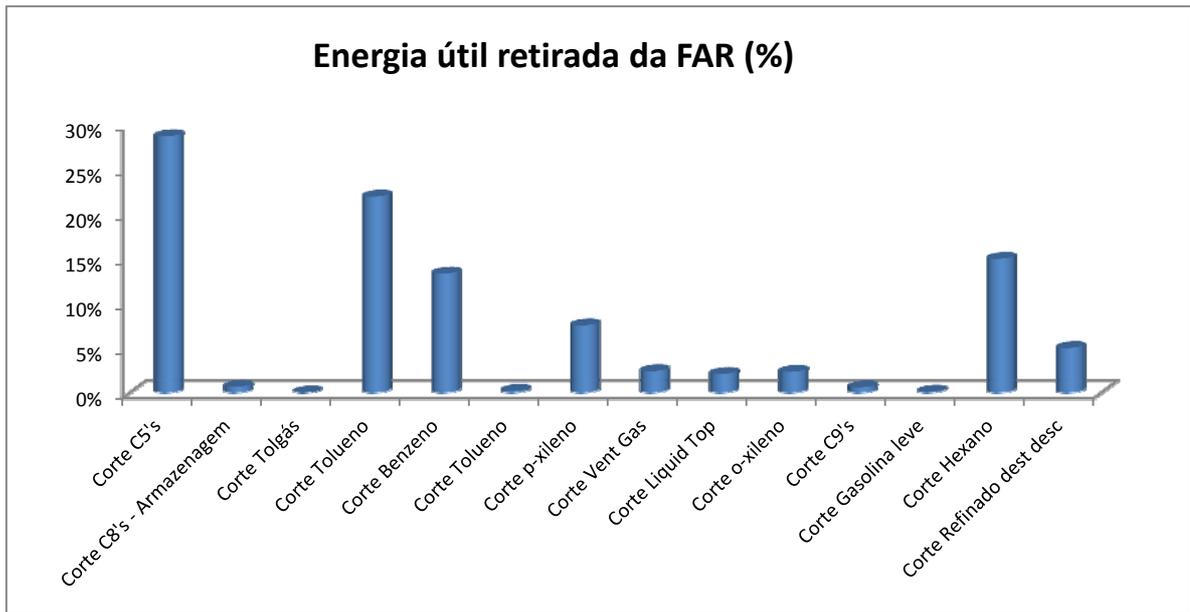


Figura 128. Peso percentual da energia útil retirada da FAR.

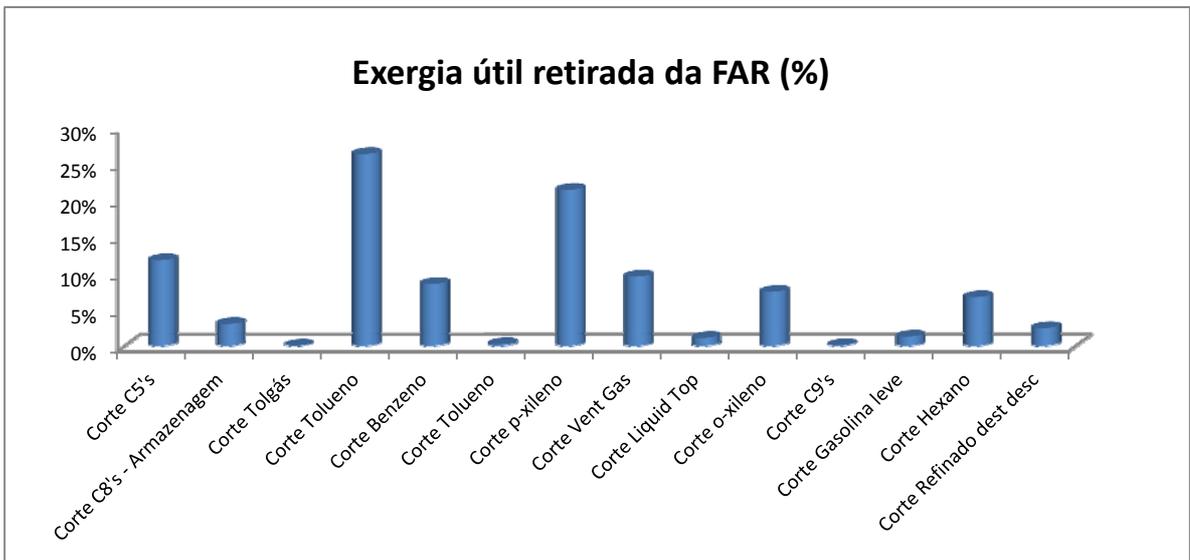


Figura 129. Peso percentual da exergia útil retirada da FAR.

Na sua análise global, verifica-se que a FAR tem um rendimento energético de 0,81 % e um rendimento exergético de 65,9 %. Das perdas totais nos equipamentos, 26 % correspondem a perdas nos condensadores, seguindo-se os aeroarrefecedores, as fornalhas e os permutadores, representando respetivamente 15,6 %, 14,8 % e 3,1 %, das perdas térmicas totais. As perdas não contabilizadas representam 33,2 %. Este valor é justificado pela falta de dados de caudais e

temperaturas, que impossibilitaram a análise de todos os equipamentos das unidades, bem como o desconhecimento do caudal de efluente que é queimado na tocha, e que, inevitavelmente, constitui uma perda energética da FAR.

Nas figuras seguintes, são apresentadas as perdas térmicas, bem como as irreversibilidades de cada um dos grupos de equipamentos: condensadores, permutadores, aeroarrefecedores e fornalhas.

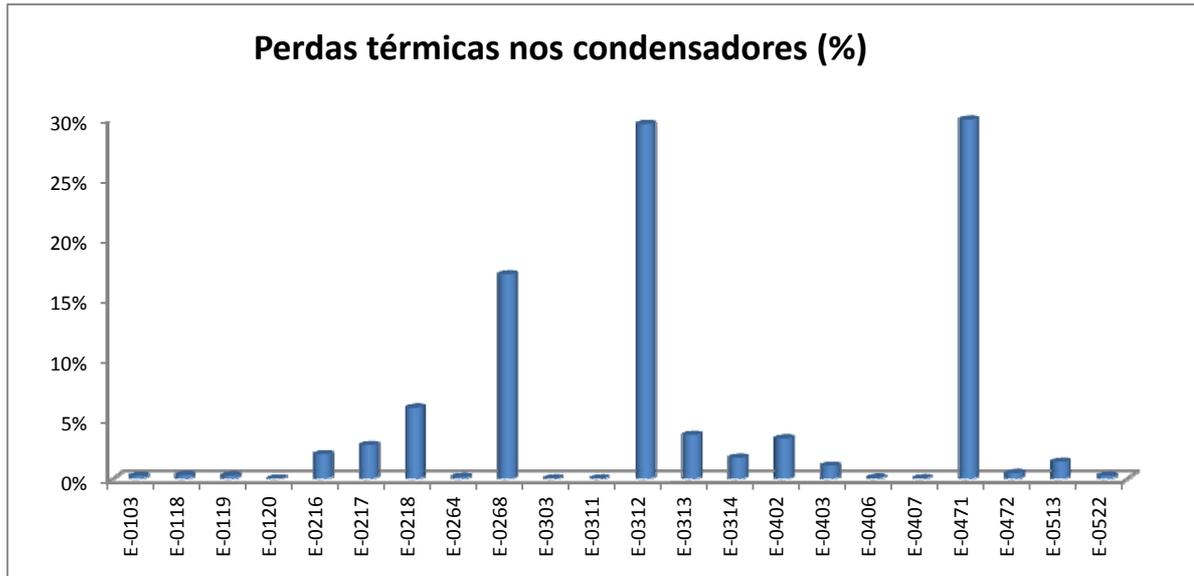


Figura 130. Peso percentual das perdas térmicas nos condensadores.

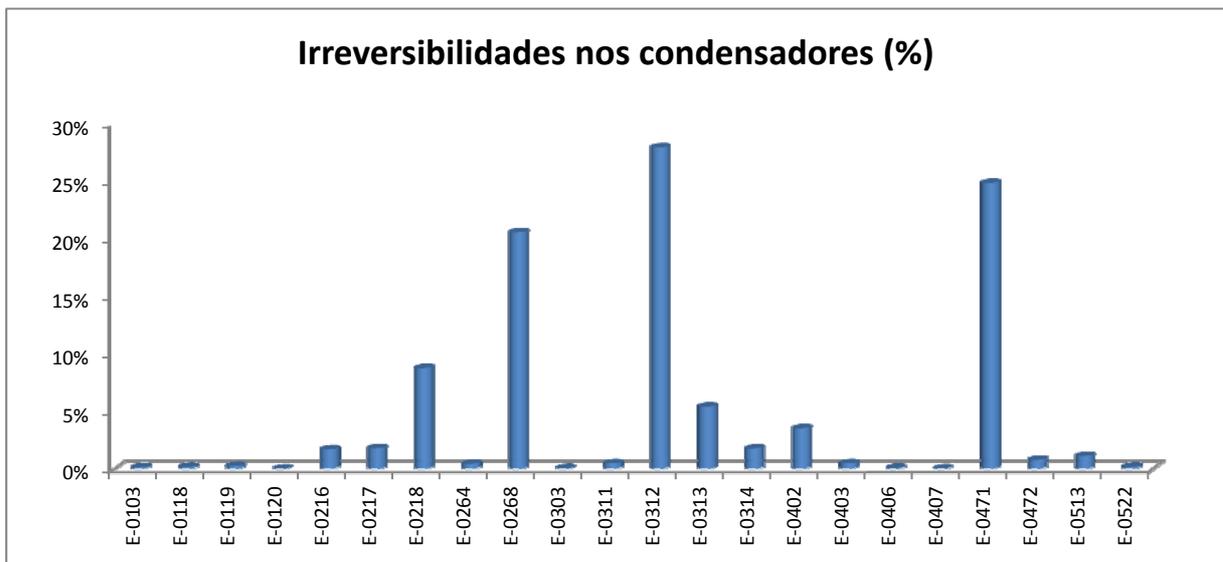


Figura 131. Peso percentual das irreversibilidades nos condensadores.

Da análise das Figuras 130 e 131, pode-se constatar que dos condensadores, o equipamento com maior potencial de melhoria é o E-0312, uma vez que apresenta perdas térmicas significativas (27,9 %) e um valor de irreversibilidades apreciável, 29,5 %. O condensador E-0471 apresenta maiores perdas térmicas que o condensador E-0312 (29,9 %), no entanto apresenta um valor de irreversibilidades inferior, cerca de 24,8 %. Contudo, é também um equipamento interessante para intervenção.

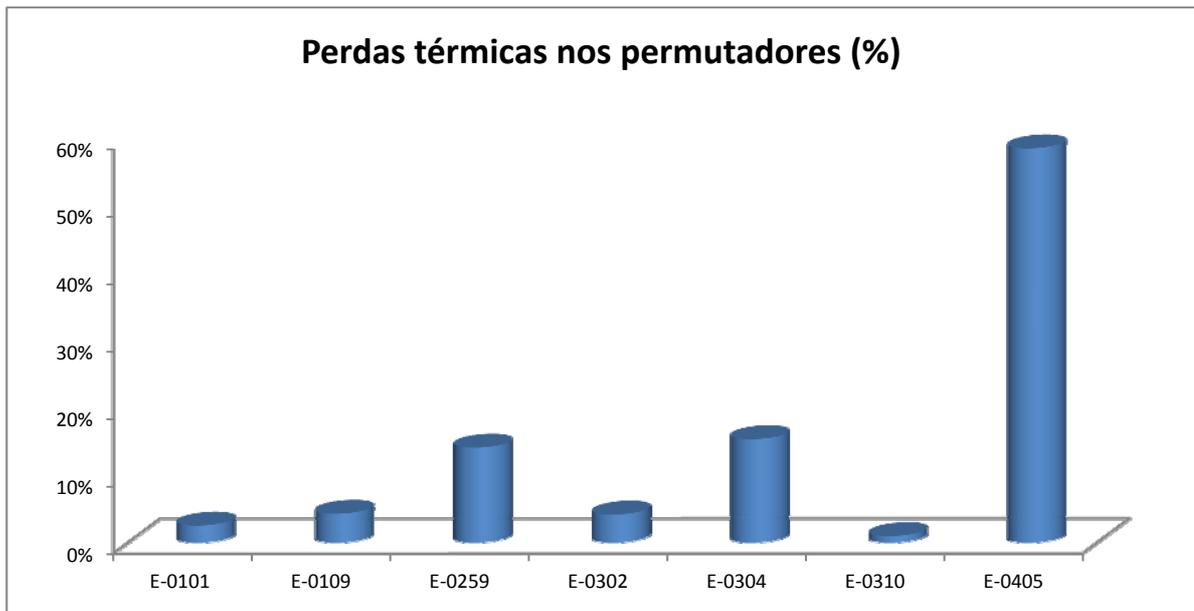


Figura 132. Peso percentual das perdas térmicas nos permutadores.

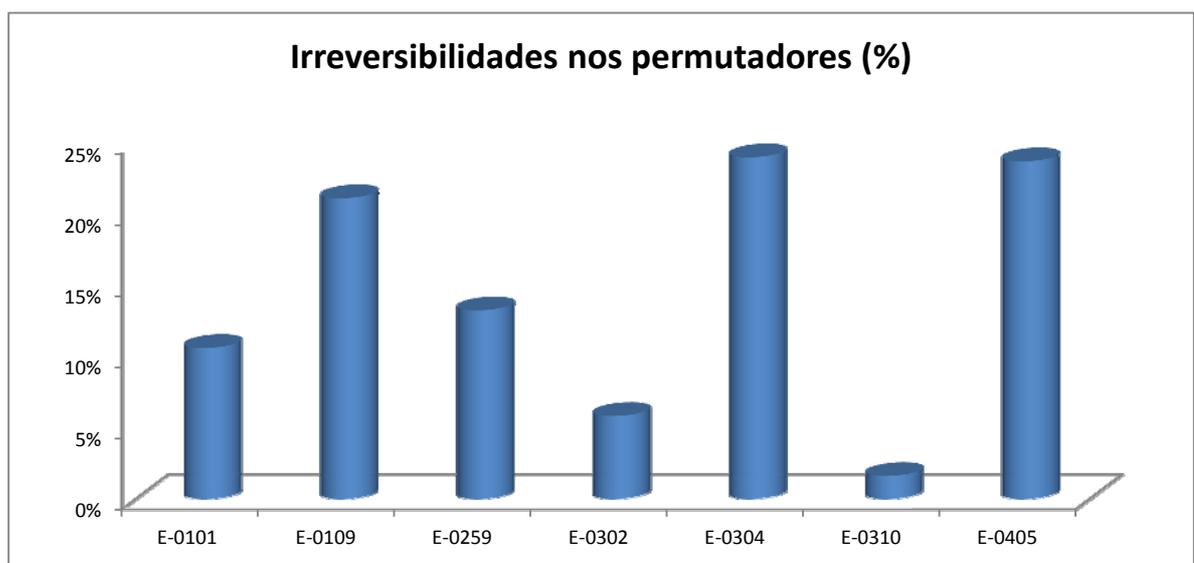


Figura 133. Peso percentual das irreversibilidades nos permutadores.

Examinando as Figuras 132 e 133, facilmente se constata que o permutador com maior potencial de melhoria de desempenho energético é o E-0405, representando 58,6 % e 23,7 % das perdas térmicas e das irreversibilidades neste grupo de equipamentos. Há que referir, contudo, que o permutador E-0304 pode ser um equipamento a intervir dado o seu peso, 24 %, nas irreversibilidades deste grupo de equipamentos. As perdas térmicas neste equipamento representam 15,4 % das perdas nos permutadores.



Figura 134. Peso percentual das perdas térmicas nos aeroarrefecedores.

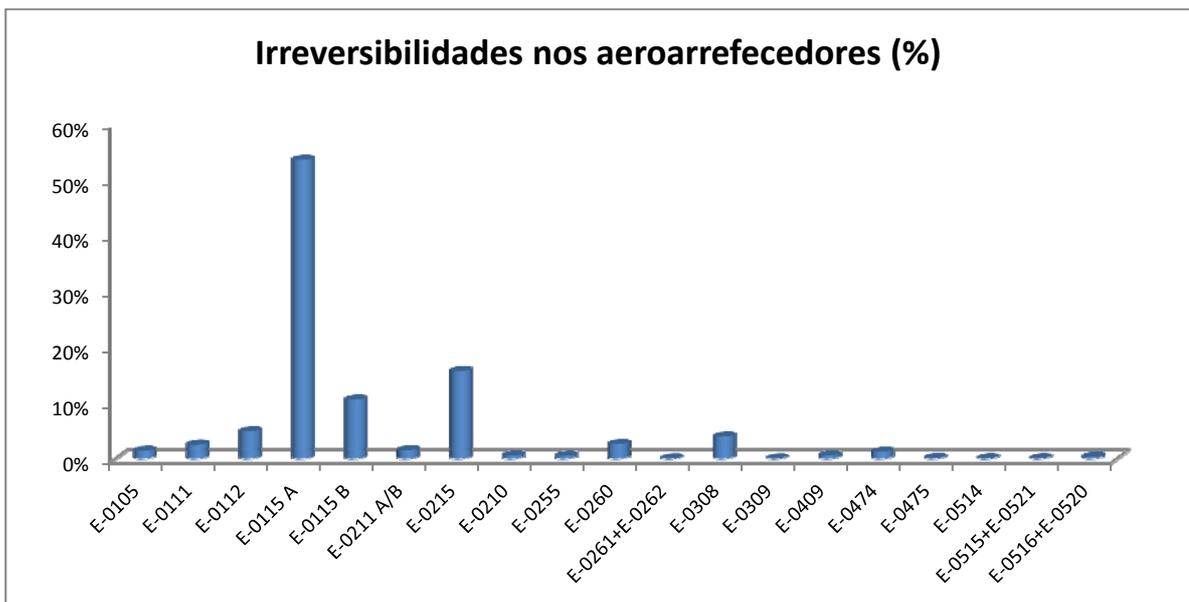


Figura 135. Peso percentual das irreversibilidades nos aeroarrefecedores.

Observando as Figuras 134 e 135, facilmente se constata que o aeroarrefecedor com maior potencial de melhoria de desempenho energético é o E-0115A, representando 51,1 % e 53,6 % das perdas térmicas e das irreversibilidades neste grupo de equipamentos, respetivamente.

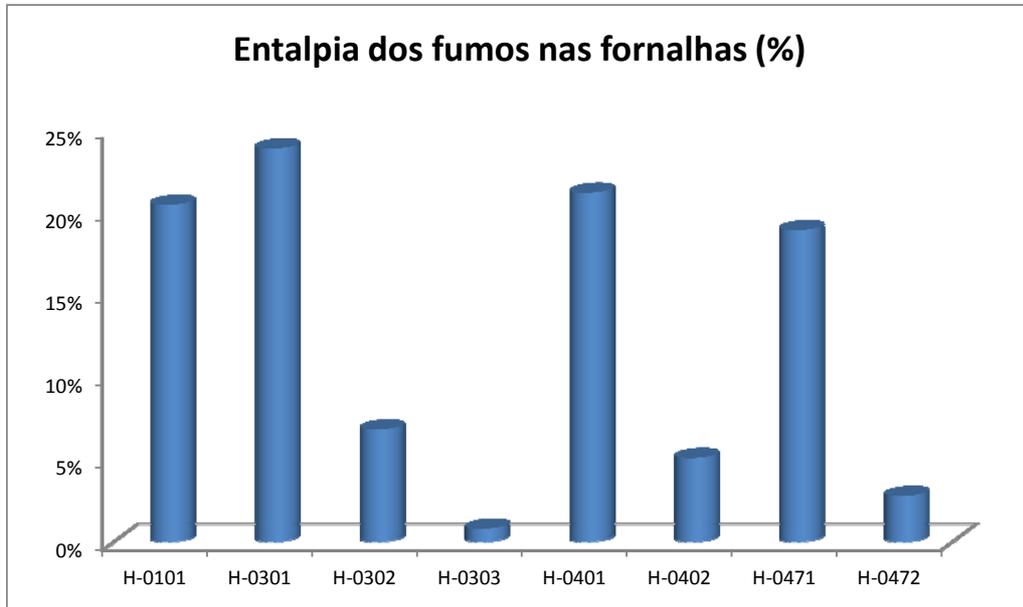


Figura 136. Peso percentual da entalpia dos fumos nas fornalhas.

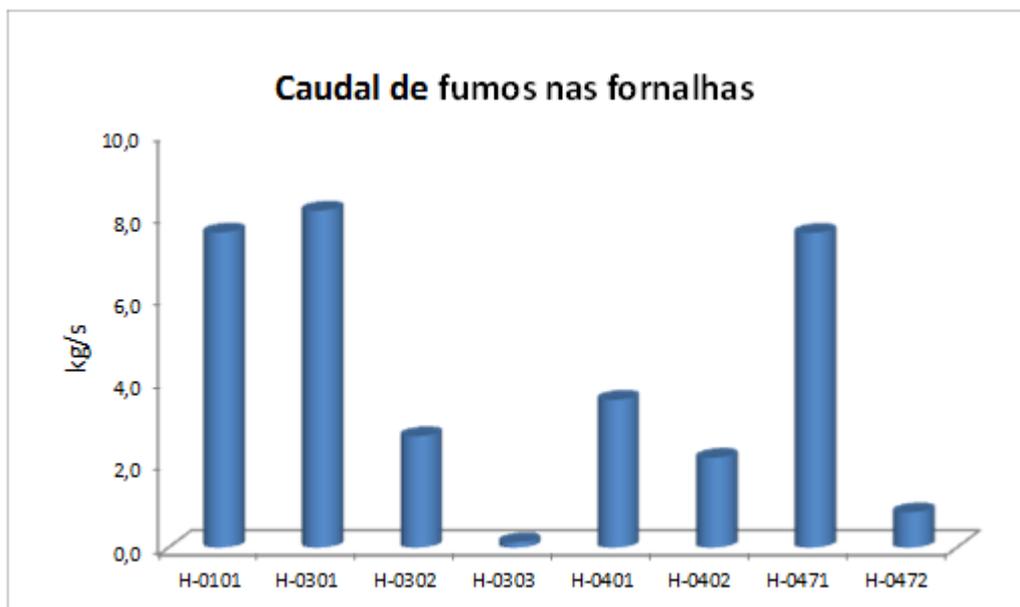


Figura 137. Caudal de fumos das fornalhas.

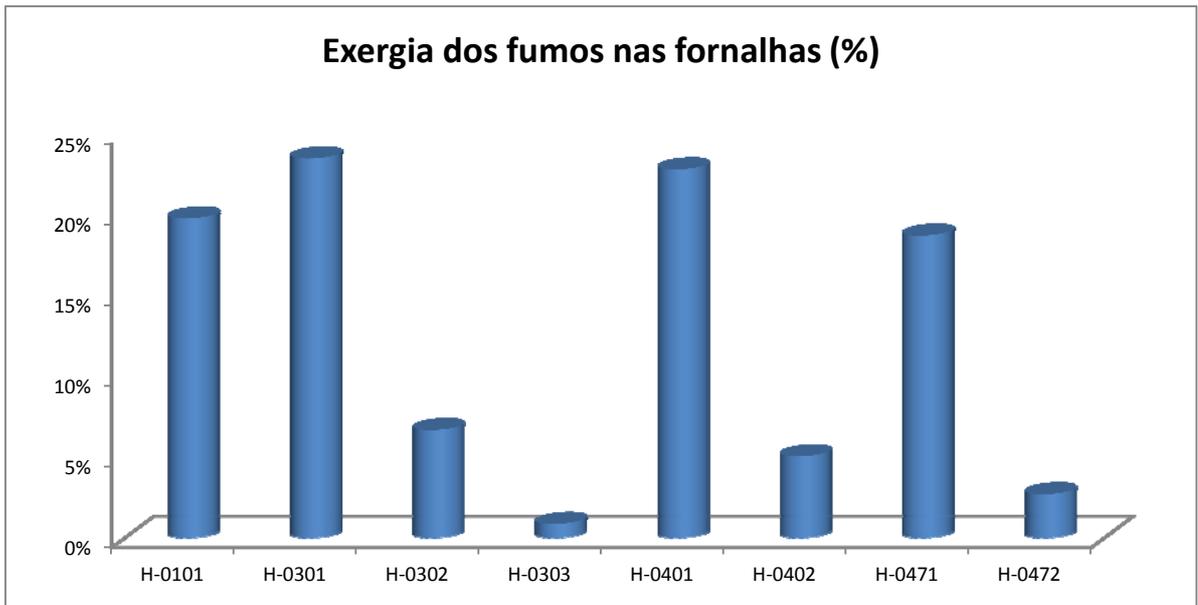


Figura 138. Peso percentual da exergia dos fumos nas fornalhas.

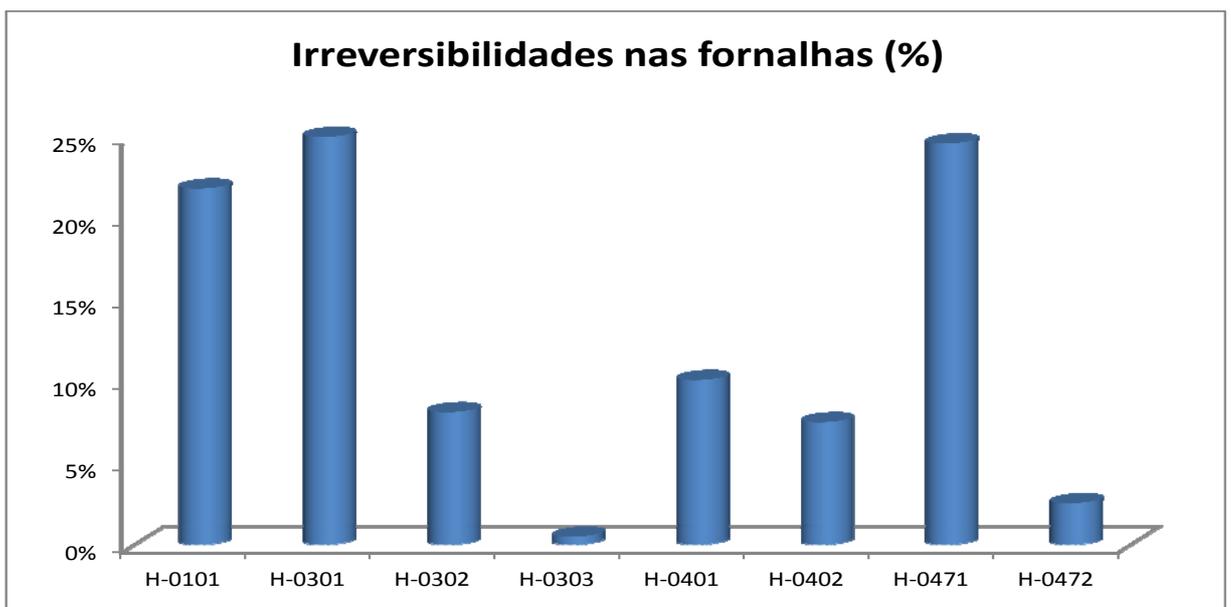


Figura 139. Peso percentual das irreversibilidades nas fornalhas.

Da análise das quatro figuras anteriores, pode-se constatar que as fornalhas com maior potencial de intervenção são as fornalhas H-0301, H-0471, H-0101e por fim, a fornalha H-0401. Refere-se que a fornalha H-0401, apesar de apresentar uma exergia de fumos bastante expressiva, cerca de 23 %, não é tão interessante para intervenção devido ao caudal de fumos, que é bastante inferior às demais fornalhas aqui referidas para intervenção (3,6 kg/s).

Com base na hierarquização de perdas e irreversibilidades em cada grupo de equipamentos, foi possível definir uma distribuição dos equipamentos com maiores perdas e que, por esse facto, são mais interessantes para uma futura intervenção.



Figura 140. Peso percentual das perdas térmicas nos equipamentos da FAR.



Figura 141. Peso percentual das irreversibilidades nos equipamentos da FAR.

Da análise das Figuras 140 e 141, fica patente que a análise energética nem sempre leva às mesmas conclusões da análise exergética, pelo que se demonstra a importância desta última, para complementar a análise energética na tomada de decisões de investimento mais sustentadas. Verifica-se, então, que os equipamentos com maiores perdas energéticas são os equipamentos E-0115/A, E-0471, E-0312 e E-0268. Contudo, os equipamentos que apresentam maiores irreversibilidades são os equipamentos E-0115/A, E-0312, E-0471 e E-0268. Daqui se depreende que ao intervir-se no equipamento com maiores perdas energéticas, não implica necessariamente que se reduza de forma mais eficaz as irreversibilidades da FAR. No fundo, não são só as quantidades de energia perdida que interessam mas também as temperaturas a que essas perdas térmicas estão disponíveis. Para a tomada de decisão dos equipamentos a intervir, dever-se-á ter em conta esta hierarquização de perdas energéticas e de irreversibilidades, bem como a viabilidade prática e económica de cada uma das intervenções sugeridas.

Nas Figuras 142 e 143 são apresentados os diagramas de *Sankey* e de *Grassmann* da FAR.

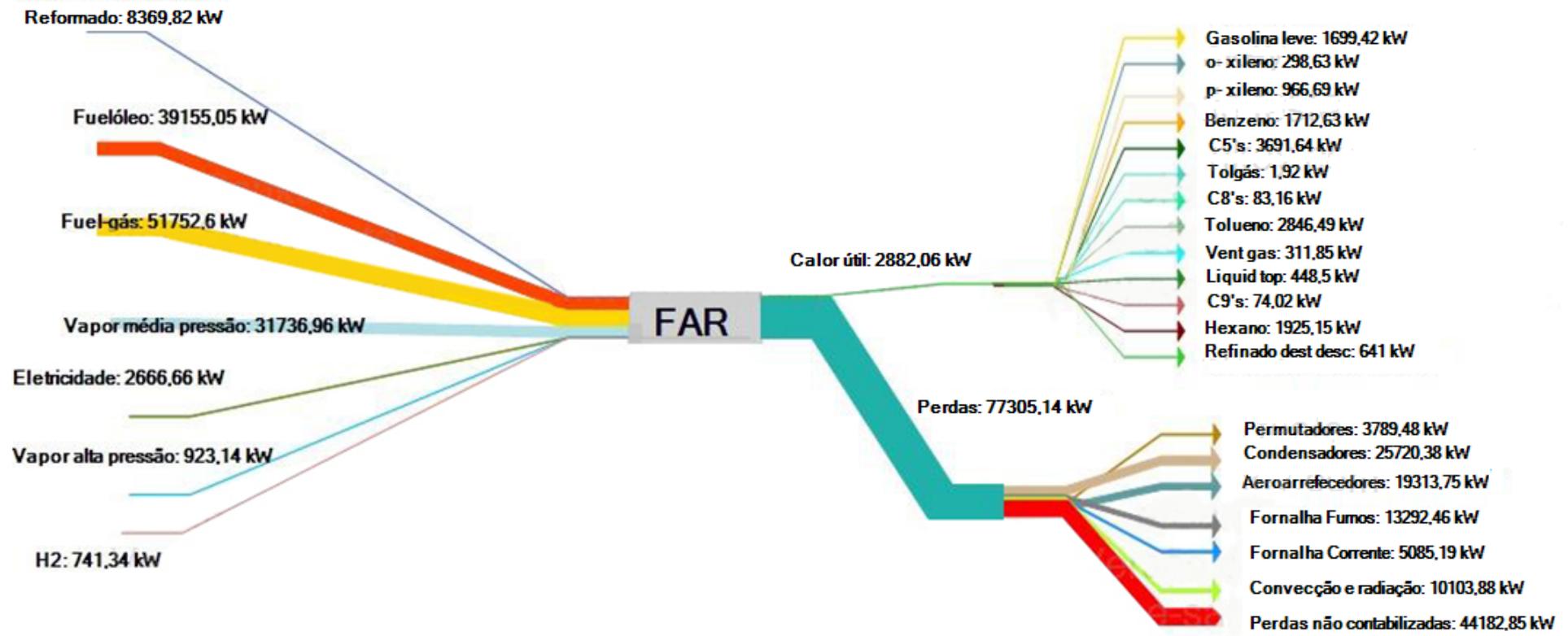


Figura 142. Diagrama de Sankey da FAR.

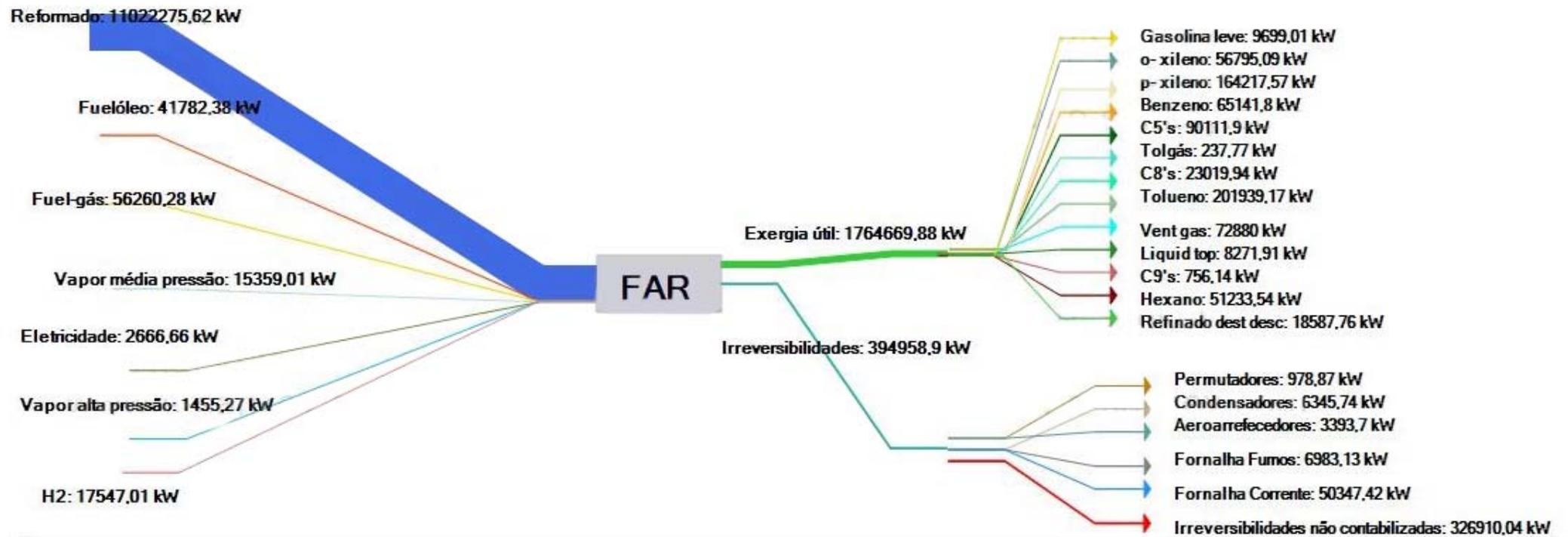


Figura 143. Diagrama de Grassmann da FAR.

11. Sugestões de melhoria

Como sugestões de melhoria, propõem-se, primeiramente, medidas operacionais que ajudem a conhecer melhor o desempenho energético das unidades em estudo. Assim sugere-se uma verificação e recalibração dos equipamentos de medição de temperaturas e caudais, de forma a aferir possíveis desvios nas medições que condicionaram em parte a análise efetuada no presente trabalho. Adicionalmente, propõem-se medições esporádicas de caudais e temperaturas de equipamentos que atualmente não são alvo de medições, o que impossibilita o conhecimento do seu desempenho energético. Tais medições permitirão verificar se estes equipamentos justificam as perdas não contabilizadas, que são bastante significativas, nomeadamente nas Unidades 0200 e 0300/0400. Aconselha-se a verificação dos caudais processuais e de combustíveis consumidos nas fornalhas, de forma a ser possível determinar-se com mais rigor o seu rendimento. Recorde-se que o desvio padrão associado ao consumo médio de combustível tem uma influência de cerca de 20 a 28 % no rendimento das fornalhas. Adicionalmente, deverão ser conhecidas as pressões de entrada e de operação nas fornalhas, de forma a recalcular o seu rendimento energético, tendo em vista a redução da incerteza associada aos resultados presentes.

Caso seja viável em termos operacionais, bem como a nível de segurança e de estabilidade de produtos, seria vantajoso fazer o arrefecimento das correntes de saída de algumas unidades, para armazenamento, até uma temperatura superior à atualmente utilizada (presentemente os produtos são arrefecidos a cerca de 30 °C antes de serem armazenados em tanques). Tal medida permitiria um menor consumo de energia, uma vez que algumas correntes processuais são arrefecidas antes do armazenamento e posteriormente são aquecidas para então serem enviadas para o processamento subsequente. Ora um arrefecimento até uma temperatura mais elevada minimizaria este consumo energético. Esta proposta deverá ser estudada tendo em conta os seguintes pressupostos:

- O pentano tem uma temperatura de ebulição à pressão atmosférica de cerca de 36 °C, logo não pode ser armazenado a uma temperatura superior a 30 °C;
- O benzeno e tolueno não podem ser contemplados neste estudo, uma vez que a armazenagem a uma temperatura superior poderá implicar perdas por vaporização com implicações ambientais e de segurança/saúde;
- Não há perdas térmicas significativas na corrente de benzeno/tolueno, visto que o tempo médio em tanque, antes de entrar na Un-0200, é de cerca de 10 h. Este tempo de espera é insuficiente para se verificar um arrefecimento excessivo desta corrente;
- Perdas, por elevados tempos de armazenagem em tanque, ocorrem na corrente de C8's para a Un-0300, pelo que esta corrente poderá ser interessante de aplicação desta medida.

Com base nestes pressupostos, foi realizado o estudo do impacto de alteração de temperatura de arrefecimento na poupança energética em arrefecimento, em correntes possíveis de serem arrefecidas a temperaturas entre 40 °C e 50 °C. Os resultados estão apresentados na Tabela 200.

Tabela 200. Consumo energético para arrefecimento em função da temperatura de arrefecimento.

Consumo energético para arrefecimento vs. Temperatura de arrefecimento			
Arrefecedor	30 °C	40 °C	50 °C
E-0211 A/B	344,6	278,2	152,3
E-0255	91,65	23,81	50,18
E-0260	486,9	425,7	343,5
E-0261+E-0262	1,36	1,26	1,16
E-0409	70,88	65,52	61,45
E-0474	187,9	174,9	155,6
Total consumo energético (kW)	1183	969,4	764,3

Observando a Tabela 200, pode-se concluir que a medida é vantajosa para a melhoria do desempenho da FAR, com um impacto na poupança energética, comparativamente ao atual consumo energético com arrefecimento a 30 °C, de 18,1 %, para o caso do arrefecimento a 40 °C, e de 35,4 % para o arrefecimento a 50 °C.

Para além das sugestões operacionais citadas, como medidas de investimento, propõe-se o isolamento dos tanques de armazenagem. Os produtos, após armazenamento, muitas vezes entram nos processos a montante e são, na maioria das vezes, sujeitos a pré-aquecimento. Constatou-se também que existe um aumento significativo do consumo de energia nos meses de inverno, devido ao maior diferencial térmico entre a temperatura ambiente e a temperatura requerida para os processos. O isolamento térmico dos tanques deve ser feito quando a temperatura de operação do tanque for maior que a média das máximas temperaturas ambientais nos dois meses mais quentes do ano. Os dois tipos de isolantes térmicos, rígidos e flexíveis, devem ser empregues das seguintes formas:

- Isolante térmico flexível: para o costado de tanques em regiões sujeitas a fortes ventos, alto índice pluviométrico ou temperatura de operação igual ou superior a 100 °C;
- Isolante térmico rígido: teto do tanque, em todos os casos;
- Flexível ou rígido: para costado de tanques que não se enquadram nas condições citadas para uso de material flexível (Nunes, 2013).

De acordo com o referido anteriormente, um tanque que pode ser conveniente de avaliar a viabilidade de isolamento é o tanque (TK-0851), que armazena o corte de C8's que entra na Un-0300. Este corte, juntamente com o corte proveniente da coluna AS(T)-0471, é aquecido no E-0301 até cerca de 177 °C, antes de entrar na Unidade Parex. Caso o corte proveniente do TK-0851 esteja a uma temperatura superior, a energia necessária para aquecer a mistura será inferior, refletindo-se numa poupança energética. Contudo, esta proposta deverá também ser estudada no que toca à possibilidade de ocorrer corrosão por *pitting* ou por outros fenómenos, devido às condensações que porventura possam ocorrer entre a parede do tanque e o isolamento.

No CD em anexo (Pasta Catálogos), é apresentado um catálogo de um fornecedor, Foamglas, com diferentes propostas de isolamento, as quais distinguem-se pelas seguintes vantagens:

- Pré-fabricação, o que se reflete na rápida instalação;
- Grande gama de temperaturas de aplicação;
- Sistemas simples de isolamento;
- Proteção contra incêndio e corrosão.

Do exposto, verifica-se que atualmente existem soluções de isolamento que contemplam as necessidades especiais requeridas pela indústria petroquímica, pelo que poderá ser uma sugestão de melhoria a considerar. No entanto, antes de se fazer o investimento, deve ser efetuado um estudo económico, de forma a avaliar se os custos de investimento e manutenção do isolamento térmico dos tanques são amortizáveis pela redução de custos operacionais associados ao decréscimo de consumo de energia.

As duas propostas referidas anteriormente, iriam permitir a redução de consumo energético tanto no arrefecimento, como demonstrado, como também no aquecimento das correntes que entram nas unidades a montante.

Outra solução que apresenta uma possibilidade de aplicação relativamente simples e não intrusiva, é a adoção de dois sistemas de recuperação de calor baseados em ciclos de Rankine Orgânico (ORC - Organic Rankine Cycle) para a produção de eletricidade, Figuras 144 e 145. Um substituiria os dois aeroarrefecedores E-0115A e E-0115B e o outro seria utilizado no aproveitamento do calor dos fumos provenientes da fornalha H-0301. O ciclo de Rankine orgânico é similar a um ciclo de Rankine a vapor tradicional, sendo por isso constituído por um evaporador, uma máquina de expansão, um condensador e uma bomba. Todavia, em vez de o fluido em circulação no ciclo ser a água, será um fluido orgânico, Figura 144. Os fluidos orgânicos, em comparação com a água, permitem a conceção de ciclos supercríticos mesmo a

baixas temperaturas e ainda de ciclos termodinâmicos simples, de um só andar de expansão mesmo com grandes diferenças de temperatura. A seleção adequada dos fluidos permite igualmente adequar o tamanho das turbinas para qualquer nível de potência (Costa, 2012). Os fluidos podem ser, por exemplo, o R123, o R245fa e o R601. O R123 é um fluido refrigerante transitório por ser um hidroclorofluorcarboneto (HCFC), é, no entanto rotulado como perigoso para a camada de ozono. O R245fa é um hidrofluorcarboneto (HFC), é não-inflamável e não-tóxico e tem como vantagem não apresentar perigo para a camada do ozono. O refrigerante R601 é um n-pentano que não contém átomos de cloro, não apresenta perigo para a camada do ozono, contudo, é altamente inflamável (Costa, 2012).

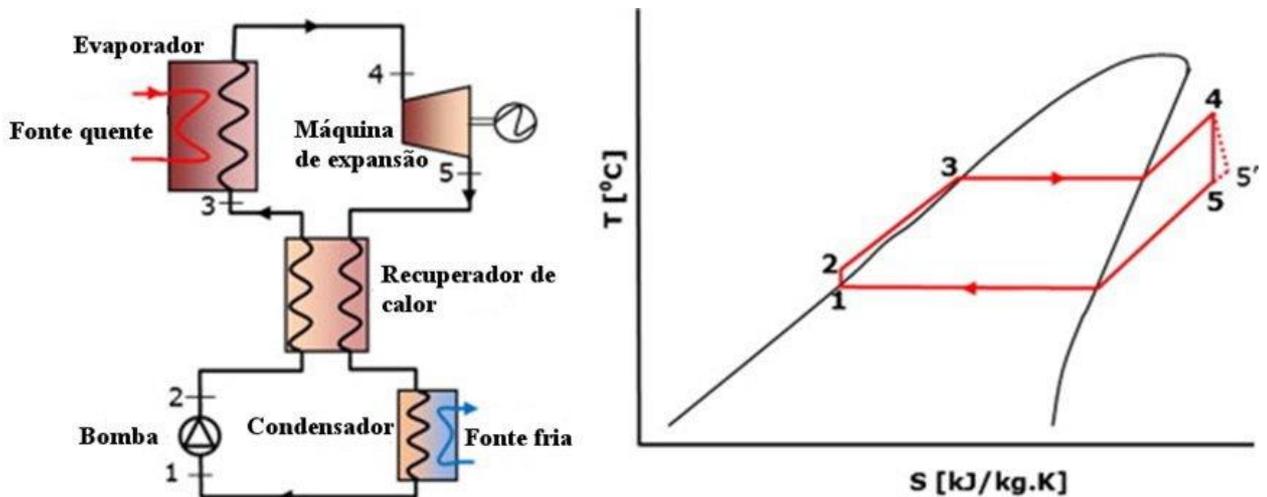


Figura 144. Esquema genérico de um Ciclo Orgânico de *Rankine* e respetivo diagrama T-s.

Estes sistemas (Figura 145) estão preparados para apresentar bons rendimentos na gama de temperatura entre 80 °C e 350 °C, sendo que quanto melhor for a qualidade de energia fornecida, melhor rendimento têm. São sistemas que apresentam um baixo atravancamento, sendo facilmente adaptados a qualquer instalação. As suas vantagens operacionais são (Turboden, 2012):

- Procedimentos simples de arranque e paragem;
- Operação contínua e automática;
- Não necessitam de monitorização permanente;
- Operação silenciosa;
- Alta disponibilidade (tipicamente 98 %);
- Altos rendimentos mesmo funcionando a carga parcial;
- Baixos custos de manutenção;
- Ciclo de vida elevado.



Figura 145. Sistema de recuperação de calor através do ciclo de *Rankine* orgânico da empresa Turboden.

Durante anos vários hidrofluorcarbonetos (HFC's) foram e têm sido usados como fluidos de trabalho nos ORC's, já que os atuais regulamentos ambientais ainda o permitem. No entanto, o seu papel no Aquecimento Global (PAG- Potencial de Aquecimento Global) leva a supor que o seu uso será futuramente restringido ou mesmo inibido. Empresas que se dedicam à comercialização de fluidos especiais estão a trabalhar no desenvolvimento de novas moléculas para a obtenção de fluidos mais amigáveis para o ambiente e conhecidos pela sigla HFO (hidrofluorefinas) e que constituem a quarta geração dos fluidos refrigerantes (Pinho, 2013), Figuras 146 e 147.

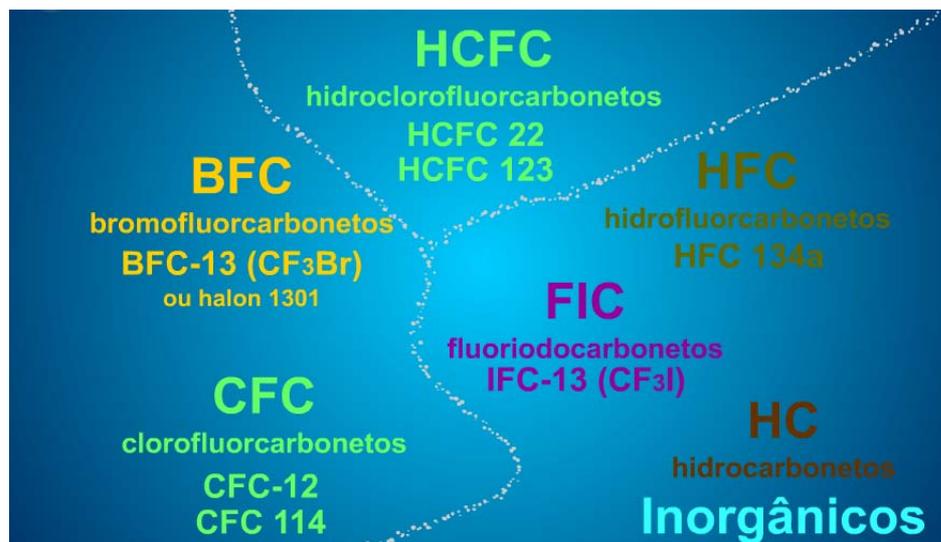


Figura 146. Os diferentes tipos de fluidos de trabalho utilizados nos ORC's.

(http://web.ist.utl.pt/luis.roriz/MyPage/CFC_HCFC.swf)



Figura 147. Evolução dos diferentes tipos de fluidos de trabalho dos ORC's (Pinho, 2010).

No aproveitamento do calor nos aeroarrefecedores E-0115A/B, que em conjunto libertam cerca de 12 MW, e operaram numa gama de temperatura entre 140 °C e 200 °C (temperatura a montante dos aeroarrefecedores) e a um caudal de cerca de 30 kg/s, estima-se que seja possível gerar entre 1500 a 1750 kWe usando ORC's. Estes valores foram obtidos para o sistema *Turboden 22 HR SPLIT* com arrefecimento a ar, construído pela empresa *Turboden*, o qual opera com um rendimento elétrico de 14 %, para o qual se recorreu a uma simulação, obtida no sítio da empresa na internet para o aeroarrefecedor E-0115 A, Figuras 148 e 149. Esta simulação, devido à impossibilidade de utilizar qualquer outro fluido, foi realizada tomando a água como fluido da fonte quente. Como no caso da instalação em análise a fonte quente é uma corrente de gases de exaustão de uma fornalha a temperaturas elevadas e no simulador da *Turboden* este só permite o uso de uma corrente de água a alta temperatura como fonte quente, optou-se por se considerar uma combinação de caudais de água e gamas de temperatura tais, que a potência térmica transferida desta fonte quente fictícia (a corrente de água quente) fosse idêntica à que se tem nas correntes de gases de escape cuja energia térmica se deseja aproveitar.

Os fumos da fornalha H-0301 possuem uma potência calorífica de 3178 kW e abandonam a fornalha a cerca de 346 °C. Considerando que após a troca térmica com o sistema ORC, os produtos da combustão saem por volta dos 150 °C, devido a limitações técnicas, nomeadamente para evitar a condensação de ácidos nas tubagens, o calor útil disponível é da ordem dos 1662 kW. Se o sistema *Turboden 6 HR* com arrefecimento a ar, tiver um rendimento elétrico de 20 % é possível obter 319 kWe. A simulação realizada na página da empresa na internet apresenta-se nas Figuras 150 e 151.

Start the calculation.**Step 1 of 3**

- » Which kind of heat source do you have?

Hot water

Step 2 of 3

- » Drag to select inlet temperature before heat exchange (on the right) and outlet temperature after heat exchange (on the left)

140°C  200°C

- » flow rate

mass

 35  kg/s

Step 3 of 3

- » Choose a cold source for the heat produced by your plant:

air cooling (no thermal use)

- » Drag to select the inlet temperature of the cooling fluid before heat exchange (on the left) and the outlet temperature of the cooling fluid after heat exchange (on the right)

17°C  27°C

Note: if you have selected air (no thermal use) as the cooling fluid, we suggest you use the annual mean temperature of the source site as the inlet temperature and the annual mean temperature+10-12°C (or equivalent) as outlet temperature

RESULTS**Power Results**

Net electric power (kW):	1236
Mechanical power (kW):	1287
Thermal power to the condenser (kW):	7903

Note: a generator efficiency of 0.96 is assumed - the net electric power is calculated including ORC fluid pump but excluding hot source or cold source pumps/fans, if any.

Turboden does not produce units under 200 kW net electric power.

Figura 148. Simulação de energia elétrica obtida num sistema de Rankine orgânico para aproveitamento de calor no aerorrefecedor E-0115 A/B.

Heat Power:

Your Source has a thermal power of around kW: **9190**

Theoretical Cycle Results:

Lorenz cycle efficiency (infinite exchange area): **0.33**

Lorenz cycle efficiency (finite exchange area): **0.29**

Real cycle efficiency: **0.14**

Assumptions ΔT constant for finite heat exchange area:

* $\Delta T_{\text{preheater + evaporator}} = 15 \text{ K}$

* $\Delta T_{\text{condenser}} = 10 \text{ K}$

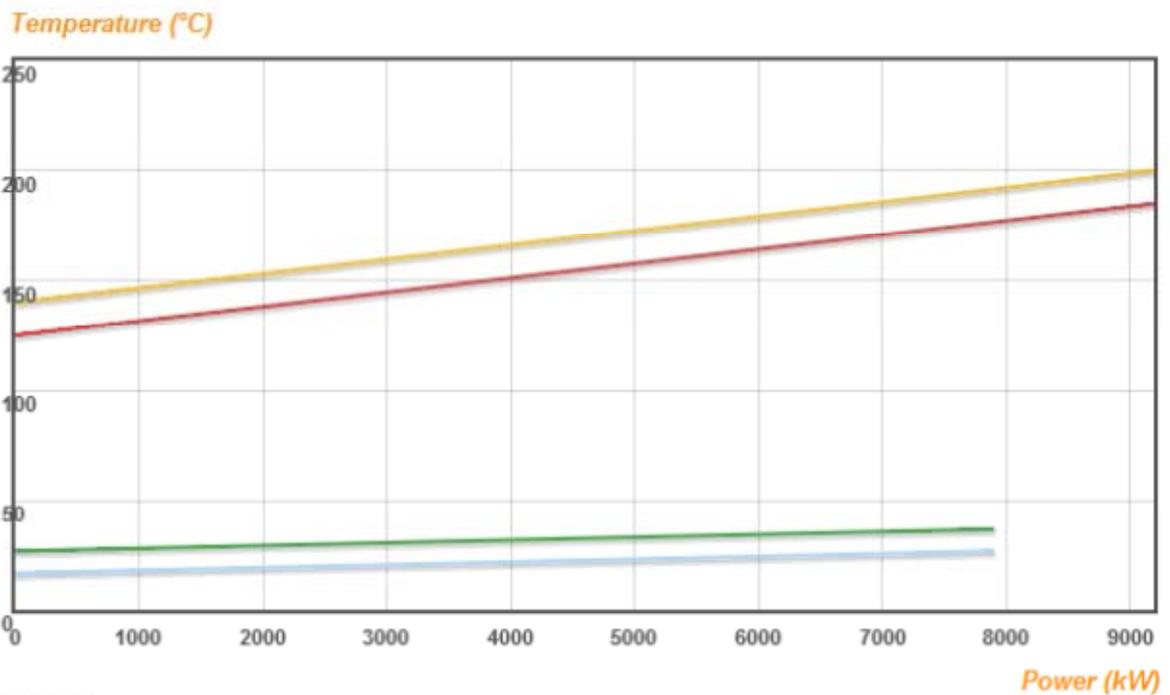
For biomass, Lorenz Cycle efficiency is calculated with the thermal oil inlet/outlet temperature

Real efficiency to Lorenz efficiency ratio (finite exchange area)

* $X=0.5$

Thermal Power - temperature diagram

The diagram shows heat source and cooling source temperature variation along power exchange.



Legend:

Yellow: Heat Source, thermal oil in case of Biomass

Red: working fluid, hot side

Green: working fluid, cold side

Blue: cooling fluid

Figura 149. Rendimento do sistema de ciclo de Rankine orgânico para aproveitamento do calor no aerorrefecedor E-0115 A/B.

Start the calculation.

Step 1 of 3

- » Which kind of heat source do you have?

Engine exhaust gas (natural gas)

Step 2 of 3

- » Drag to select inlet temperature before heat exchange (on the right) and outlet temperature after heat exchange (on the left)

150°C 340°C

- » flow rate

mass

8 kg/s

Step 3 of 3

- » Choose a cold source for the heat produced by your plant:

air cooling (no thermal use)

- » Drag to select the inlet temperature of the cooling fluid before heat exchange (on the left) and the outlet temperature of the cooling fluid after heat exchange (on the right)

15°C 25°C

Note: if you have selected air (no thermal use) as the cooling fluid, we suggest you use the annual mean temperature of the source site as the inlet temperature and the annual mean temperature+10-12°C (or equivalent) as outlet temperature

RESULTS

Power Results	
Net electric power (kW):	319
Mechanical power (kW):	332
Thermal power to the condenser (kW):	1330
<p>Note: a generator efficiency of 0.96 is assumed - the net electric power is calculated including ORC fluid pump but excluding hot source or cold source pumps/fans, if any. Turboden does not produce units under 200 kW net electric power.</p>	

Figura 150. Simulação de energia elétrica obtida num sistema de Rankine orgânico para aproveitamento de calor dos fumos da fornalha H-0301.

Heat Power:

Your Source has a thermal power of around kW: 1662

Theoretical Cycle Results:

Lorenz cycle efficiency (infinite exchange area): 0.43
 Lorenz cycle efficiency (finite exchange area): 0.39
 Real cycle efficiency: 0.2

Assumptions ΔT constant for finite heat exchange area:

* $\Delta T_{\text{preheater + evaporator}} = 15 \text{ K}$

* $\Delta T_{\text{condenser}} = 10 \text{ K}$

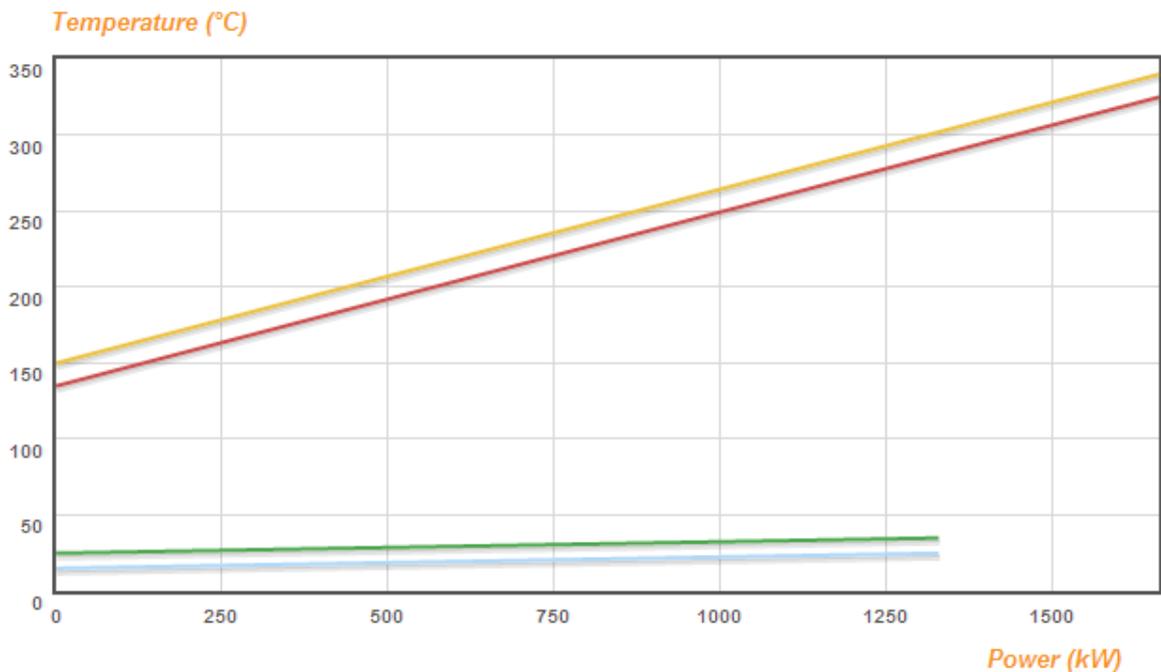
For biomass, Lorenz Cycle efficiency is calculated with the thermal oil inlet/outlet temperature

Real efficiency to Lorenz efficiency ratio (finite exchange area)

* $X=0.5$

Thermal Power - temperature diagram

The diagram shows heat source and cooling source temperature variation along power exchange.



Legend:

Yellow: Heat Source, thermal oil in case of Biomass

Red: working fluid, hot side

Green: working fluid, cold side

Blue: cooling fluid

Figura 151. Rendimento do sistema de ciclo de Rankine orgânico para aproveitamento do calor dos fumos da fornalha H-0301.

No total os dois sistemas em conjunto podem gerar valores de eletricidade de cerca de 1555 kW, os quais representam 59,1 % das necessidades elétricas da FAR. Assim, a adoção destes dois sistemas reduziria não só a demanda de energia elétrica da FAR, como reduziria as necessidades totais de energia da mesma. Por outro lado, iriam transformar a energia térmica que é atualmente desperdiçada sobre a forma de calor a temperaturas ainda significativas, em energia elétrica. Torna-se, contudo, pertinente fazer um estudo económico ao investimento, pelo que a título indicativo, são apresentados na Tabela 202, indicadores económicos fornecidos pela Turboden, para três sistemas ORC.

Caso se pretenda aplicar um ORC para substituir o aeroarrefecedor E-0115 A, a situação que mais se aproxima é a apresentada para a indústria do cimento. No exemplo para esta indústria, a potência térmica dos gases de exaustão é de 12 MW. No entanto, caso se considere o ORC para aproveitamento do calor proveniente do aeroarrefecedor E-0115 A e aproveitamento dos fumos da fornalha H-0301, a situação indicada na página da Turboden, que mais se aproxima deste estudo, será o caso apresentado para a indústria do aço, uma vez que a potência térmica dos gases de exaustão é, no seu conjunto, de cerca de 13,5 MW. Os custos de eletricidade considerados no estudo apresentado pela Turboden, são bastante realistas, podendo considerar-se bastante conservadores no caso da indústria do aço, uma vez que em Portugal, o custo da eletricidade tem sido superior a 0,06 €/kWh, pelo que se poderá depreender que os resultados apresentados neste estudo poderão servir como uma primeira abordagem a um estudo económico mais pormenorizado.

Da análise da Tabela 201, verifica-se que os resultados são bastante atrativos, com TIR entre os 23 % e 25 % para aplicação do ORC ao conjunto dos dois equipamentos (aeroarrefecedor E-0115 A e fornalha H-0301), e aeroarrefecedor E-0115 A, respetivamente. O VAL para estes projetos está entre 4,0 M€ e 5,3 M€.

Refira-se que no exemplo de aplicação do ORC ao conjunto dos dois equipamentos (aeroarrefecedor E-0115 A e fornalha H-0301), representado na Tabela 201 pela indústria do aço, toda a potência térmica disponível nos gases de exaustão é utilizada no ORC. No exemplo de aplicação do ORC ao aeroarrefecedor E-0115 A, exemplo da Tabela 201 referente à indústria do cimento, considera-se que 1 MW térmico entra no *cash flow* do projeto, representando uma receita anual de 240.000 €.

Tabela 201. Indicadores económicos de três exemplos de sistemas ORC Fonte: Turboden, 2009.

Indústria/ Aplicação	Cimento	Vidro	Aço	Unidades
Fonte Calor	Gás de arrefecimento	Gases de exaustão	Gases de exaustão	
Capacidade da unidade	2500	500	6000	t/dia
Custo de eletricidade ^a	0,09	0,095	0,06	€/kWh
Potência térmica dos gases de exaustão ^b	12	5	13	MW
Potência térmica para o ORC	11	4,7	13	MW
Produção líquida de eletricidade pelo ORC	1,6	1	2,4	MW
Produção líquida de eletricidade	12800	8000	19200	MWh/ano
Indicadores de Capital				
Custo do ORC	1,8	1,3	2,4	M€
Balanco da unidade ^c	2,6	1,1	1,5	M€
Custo total (+10% de gestão de projeto)	4,8	2,6	4,3	M€
Cash flow anual ^d				
Custos operacionais	-40000	-40000	-40000	€/ano
Cash flow – eletricidade	1152000	760000	1152000	€/ano
Cash flow – calor ^e	240000	72000	0	€/ano
Cash flow líquido	1352000	792000	1112000	€/ano
Resultados ^f				
Lucro antes de impostos	4	3,7	4,4	
Taxa interna de rentabilidade (10 anos)	25 %	27 %	23 %	
Valor atual líquido (10 anos)	5333129	3310109	4091971	€
Emissões de CO ₂ evitadas ^g	9664	5520	12096	t/ano
A	Estes valores incluem incentivos, que variam de acordo com o país, potência instalada			
B	Assumindo arrefecimento do gás a 150/160 °C			
C	Inclui recuperação de calor dos permutadores e trabalhos civis			
D	Assumindo 8000 horas/ano			
E	Assumindo valorização de calor de 0,03 €/kWh			
F	Assumindo taxa de desconto de 5 %			
G	Assumindo 0,63 kg de CO ₂ /kWh elétrico e 0,2 kg de CO ₂ /kWh térmico			

Foi estudado ainda um outro cenário diferente do anterior, mas que não o inviabiliza, podendo até complementá-lo. Este cenário já é considerado intrusivo à unidade, uma vez que contempla um sistema de cogeração de motor de duplo combustível de 25 MW para substituição da fornalha H-0301.

Este sistema foi sugerido em Costa (2012) para substituição da fornalha H-0101, cobrindo as necessidades de energia elétrica da Unidade 0100. No presente trabalho, sugere-se que o sistema de cogeração substitua a fornalha H-0301, por esta apresentar maiores perdas energéticas e irreversibilidades que a fornalha H-0101.

O sistema proposto é da marca Wärtsilä com o código de referência 12V46GD, que produz cerca de 11 MW de eletricidade, com um rendimento elétrico de 45,3 % e ainda cerca de 14 MW de energia térmica, Figura 152.



Figura 152. Sistema de cogeração *Wärtsilä* 12V46GD.

Este sistema de duplo combustível tem a possibilidade de poder ser alimentado com gás natural ou, em alternativa, com fuelóleo leve ou pesado. Esta alternativa entre dois combustíveis, um gasoso e um líquido, permite que a cada momento se opte pelo combustível mais económico ou com maior disponibilidade. Isto representa uma enorme vantagem uma vez que a fornalha é neste momento alimentada a fuelóleo e fuel-gás. Além disso, este sistema de cogeração permite a troca de combustíveis enquanto o motor está a operar sem que ocorram perdas de carga evidentes. É ainda caracterizado por um rendimento elevado, baixos índices de emissões, excelente fiabilidade, baixos custos de manutenção e operação e fácil adaptação às variações de carga, Figura 153.

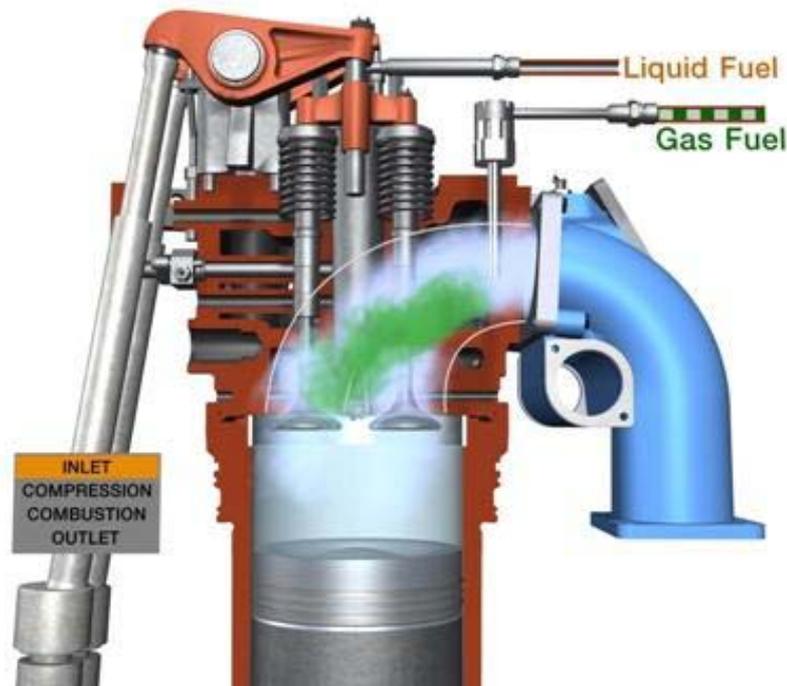


Figura 153. Representação do sistema de alimentação de duplo combustível da unidade de cogeração.

Na análise económica deste sistema foram considerados dois cenários, um com o sistema a operar exclusivamente a fuelóleo e um outro com o sistema a operar exclusivamente a fuel-gás. Para cada um destes cenários foram ainda estipulados dois preços de venda de eletricidade à rede, um de 0,09 €/kWh e um outro de 0,13 €/kWh. A utilização de dois preços prende-se com o facto do estudo relativo ao cálculo do valor da remuneração aplicável a instalações de cogeração estar fora do âmbito deste trabalho

Os preços de compra dos combustíveis, fuelóleo e fuel-gás, para a indústria foram obtidos no relatório de estatísticas do mês de dezembro de 2013 da Direção Geral de Energia e Geologia (2013) e os de eletricidade na tabela de tarifas de venda de energia elétrica a utilizadores finais da Entidade Reguladora dos Serviços Energéticos (2012) e apresentam-se na Tabela 202.

Tabela 202. Preços de fuelóleo, fuel-gás e de eletricidade.

Fonte de Energia	Preço
Fuelóleo (€/t)	804,1
Fuel-gás (€/GJ)	11,66
Eletricidade (€/kWh)	0,14

Os valores contantes da Tabela 202 serão utilizados na contabilização do preço total de energia que é consumida por hora na FAR, Tabela 203.

Tabela 203. Custo da energia por hora na situação convencional.

Fonte de Energia	Custo por hora (€)
Fuelóleo	845,7
Fuel-gás	293,1
Eletricidade	373,3
Custo total de energia (C)	1512

Para o sistema de cogeração em análise foi assumido um custo do equipamento de 1 M€/MW e um custo de manutenção de 1,5 % ao ano sobre o valor total de investimento no equipamento (Camus, 2007).

O equipamento em estudo satisfaz plenamente as necessidades elétricas da FAR, que são de 2667 kW, produzindo uma potência de 11384 kW, isto é, um excesso de energia elétrica de 8717 kW. Esta energia elétrica é passível de ser vendida à rede. As necessidades de energia térmica são satisfeitas em 74 %, uma vez que o sistema de cogeração em causa produz 14 MW de energia térmica. No presente estudo económico foi considerado o custo de produção 5 MW de energia térmica em falta, necessária para o funcionamento da fornalha em causa. Para tal, considerou-se que essa energia era produzida a partir do fuel-gás, pelo que se chegou a um valor de 231,6 €/h.

Tabela 204. Dados da unidade de cogeração *Wärtsilä* 12V46GD.

Sistema	Potência de alimentação da unidade (kW)	We produzido (kW)	Custo do equipamento (€)	Custos de manutenção (€/ano)
<i>Wärtsilä</i> 12V46GD	25111	11348	25111207	376668

Os caudais de fuelóleo e fuel-gás de alimentação da unidade de cogeração estão definidos na Tabela 205.

Tabela 205. Caudais de fuelóleo ou fuel-gás de alimentação da unidade de cogeração.

Sistema	Caudal de fuelóleo (t/h)	Caudal de fuel-gás (GJ/h)
<i>Wärtsilä</i> 12V46GD	2,24	90,40

Tabela 206. Custo de combustível de alimentação da unidade de cogeração Wärtsilä 12V46GD.

	Cogeração a operar a fuelóleo	Cogeração a operar a fuel-gás	Fuelóleo e fuel-gás nas proporções da situação convencional
Custo por hora (€/hora)	1801	1054	1562

Comentando estes custos, verifica-se que se o sistema for alimentado exclusivamente a fuel-gás terá um custo de alimentação de cerca de metade do valor que teria, se alimentado apenas a fuelóleo. Se a opção recair pelo consumo destes dois combustíveis simultaneamente, nas proporções em que estes são consumidos na situação convencional na fornalha H-0301, 68 % de fuelóleo e 32 % de fuel-gás, chega-se a um custo de 1562 € por hora de funcionamento. Os valores do custo e do retorno por hora do sistema de cogeração em relação ao sistema convencional são apresentados na Tabela 207.

Tabela 207. Custos e retorno por hora do sistema de cogeração Wärtsilä 12V46GD em relação à situação convencional.

Cogeração Wärtsilä 12V46GD		
	Coefficientes	(€/hora)
Fuelóleo	Custo do combustível	1801
	Custo produção 5 MW _{térmico} a FG	232
	Poupança compra de energia	373
	Receita venda energia rede (0,09 €/kWh)	785
	Receita venda energia rede (0,13 €/kWh)	1133
Fuel-gás	Custo do combustível	1054
	Custo produção 5 MW _{térmico} a FG	232
	Poupança compra de energia	373
	Receita venda energia rede (0,09 €/kWh)	785
	Receita venda energia rede (0,13 €/kWh)	1133
Fuelóleo + fuel-gás	Custo do combustível	1562
	Custo produção 5 MW _{térmico} a FG	232
	Poupança compra de energia	373
	Receita venda energia rede (0,09 €/kWh)	785
	Receita venda energia rede (0,13 €/kWh)	1133

O critério do valor atual líquido (VAL) assenta na comparação dos *cash flows* gerados por um projeto com o capital investido. A determinação do VAL requer as seguintes etapas:

- Fixar a taxa de atualização;
- Determinar o capital investido;
- Cada *cash flow* anual é multiplicado pelo fator de atualização (Eq. 11.4);
- A soma dos *cash flows* atualizados representa o valor atual do *cash flow* de investimento;
- A diferença entre o valor atual dos *cash flows* de investimento e do seu custo é igual ao VAL.

Diz-se que um projeto de investimento é rentável quando o seu VAL é positivo. A taxa interna de rentabilidade (TIR) é a taxa para a qual o VAL é igual a zero (Barros, 2008). Para a análise do tempo de retorno, VAL e TIR do investimento no sistema de cogeração, foram consideradas as receitas ou poupanças (€/ano), que advêm do investimento na cogeração (Equação 11.1):

$$\text{Receitas} = \text{Custo da situação convencional} + \text{Poupança de compra de eletricidade} + \text{Receita de venda de eletricidade à rede} \quad (11.1)$$

Os custos do projeto (€/ano), são determinados a partir da Equação 11.2.

$$\text{Custos} = \text{Custo do combustível na cogeração} + \text{Custo de produção de } 5\text{MW}_{\text{térmico a FG}} \quad (11.2)$$

O resultado anual determinou-se a partir da Equação 11.3:

$$\text{Resultado anual (€/ano)} = \text{Receitas} - \text{Custos} - \text{Custos de manutenção} \quad (11.3)$$

O fator de atualização é determinado a partir da Equação 11.4:

$$\text{Fator de atualização} = 1/(1 + i)^p \quad (11.4)$$

em que i representa a taxa de atualização e p , corresponde ao ano do investimento.

O período de retorno do investimento no caso de se usar apenas fuelóleo como combustível não é muito atrativo, uma vez que o investimento só seria pago ao fim de cerca de 6 anos. No caso de se usar apenas fuel-gás ou uma combinação de fuel-gás e fuelóleo nas proporções da situação convencional, os períodos de retorno de investimento já são bastante inferiores, cerca de 3 e de 4 anos, respetivamente.

Apesar de esta análise ser muito simplificada e ser necessário um estudo bem mais detalhado, mostra-se que em termos económicos merece ser considerada e estudada a sua implementação. Nesta avaliação simplista demonstra-se que esta solução é bastante rentável financeiramente para a empresa, mesmo para a situação conservadora de venda de eletricidade à rede a 0,09 €/kWh. Verifica-se que o valor atual líquido (VAL), apresentam valores bastante atrativos, visto que para um investimento de cerca de 25 M€, obtém-se um VAL de cerca de 40 M€, para a situação de utilização exclusiva de fuelóleo, e de cerca de 121 M€, para a utilização exclusiva de fuel-gás. A taxa interna de rentabilidade, TIR, varia entre os 20 %, para a situação menos favorável, e os 47 %, para a situação mais favorável.

No cenário de venda de eletricidade à rede a 0,13 €/ano, as três soluções, em termos de combustível utilizado, são bastante favoráveis com um retorno do investimento de 4 anos para o uso exclusivo de fuelóleo como combustível, de cerca de 2 anos, para o uso exclusivo de fuel-gás, e de cerca de 3 anos, para a situação combinada. Os resultados anuais, o VAL, a TIR e o retorno do investimento no sistema de cogeração, para um período de 20 anos e uma taxa de atualização de 5 %, são apresentados nas Tabelas 211 a 213, para um preço de venda de eletricidade à rede de 0,13 €/kWh.

Tabela 212. Resultado anual e tempo de retorno simples do investimento no sistema de cogeração Wärtsilä 12V46GD a fuel-gás, para um preço de venda de eletricidade à rede de 0,13 €/kWh.

Combustível cogeração: FG							
Venda de eletricidade: 0,13 €/kWh							
Ano	Receitas anuais	Custos anuais	Resultado líquido anuais	Factor de atualização	Cash flow atualizado	Acumulado	
0	0,00 €	25.111.207,00 €	-25.111.207,00 €	1,00	-25.111.207,00 €	-25.111.207,00 €	
1	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,95	14.099.273,14 €	-11.011.933,86 €	
2	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,91	13.427.879,18 €	2.415.945,33 €	
3	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,86	12.788.456,37 €	15.204.401,69 €	
4	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,82	12.179.482,25 €	27.383.883,94 €	
5	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,78	11.599.506,91 €	38.983.390,85 €	
6	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,75	11.047.149,44 €	50.030.540,29 €	
7	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,71	10.521.094,70 €	60.551.634,99 €	
8	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,68	10.020.090,19 €	70.571.725,18 €	
9	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,64	9.542.943,04 €	80.114.668,22 €	
10	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,61	9.088.517,18 €	89.203.185,40 €	
11	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,58	8.655.730,65 €	97.858.916,05 €	
12	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,56	8.243.553,00 €	106.102.469,04 €	
13	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,53	7.851.002,86 €	113.953.471,90 €	
14	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,51	7.477.145,58 €	121.430.617,48 €	
15	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,48	7.121.091,02 €	128.551.708,50 €	
16	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,46	6.781.991,45 €	135.333.699,95 €	
17	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,44	6.459.039,48 €	141.792.739,43 €	
18	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,42	6.151.466,17 €	147.944.205,60 €	
19	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,40	5.858.539,21 €	153.802.744,81 €	
20	26.442.848,40 €	11.638.611,60 €	14.804.236,80 €	0,38	5.579.561,15 €	159.382.305,96 €	
				Investimento Inicial	Payback	VAL	TIR
				25.111.207,00 €	2	159.382.305,96 €	58,95%

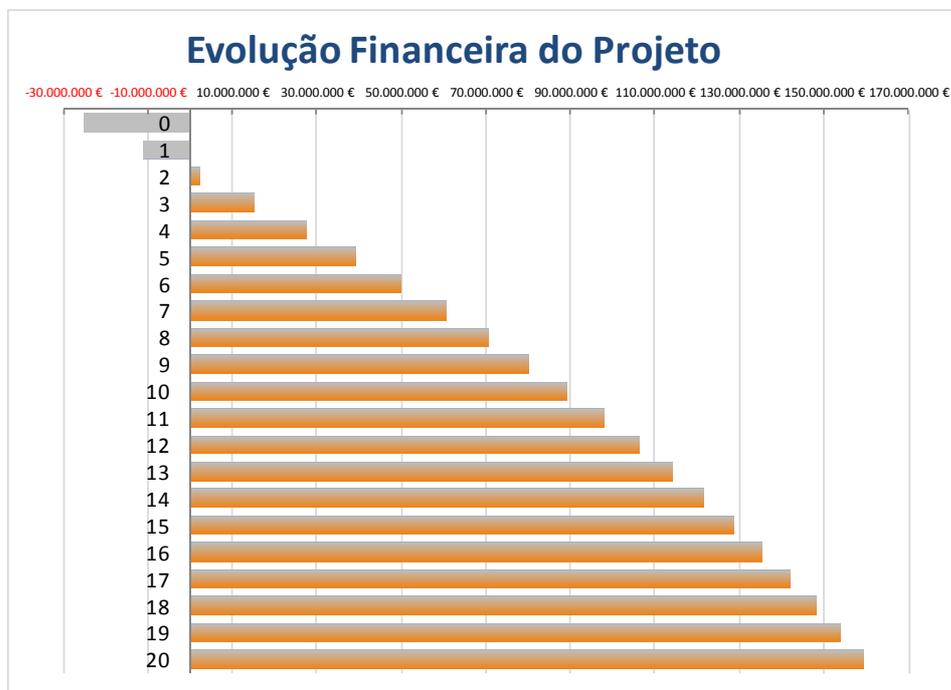


Figura 158. Evolução financeira do projeto de investimento no sistema de cogeração a fuel-gás, com venda de eletricidade à rede de 0,13 €/kWh.

Tabela 213. Resultado anual e tempo de retorno simples do investimento no sistema de cogeração Wärtsilä 12V46GD a fuel-gás e fuelóleo, para um preço de venda de eletricidade à rede de 0,13 €/kWh.

Combustível cogeração: FO+FG Venda de eletricidade: 0,13 €/kWh						
Ano	Receitas anuais	Custos anuais	Resultado líquido anuais	Factor de atualização	Cash flow atualizado	Acumulado
0	0,00 €	25.111.207,00 €	-25.111.207,00 €	1,00	-25.111.207,00 €	-25.111.207,00 €
1	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,95	9.861.101,71 €	-15.250.105,29 €
2	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,91	9.391.525,44 €	-5.858.579,84 €
3	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,86	8.944.309,94 €	3.085.730,10 €
4	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,82	8.518.390,42 €	11.604.120,53 €
5	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,78	8.112.752,78 €	19.716.873,31 €
6	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,75	7.726.431,22 €	27.443.304,53 €
7	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,71	7.358.505,93 €	34.801.810,46 €
8	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,68	7.008.100,88 €	41.809.911,34 €
9	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,64	6.674.381,79 €	48.484.293,14 €
10	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,61	6.356.554,09 €	54.840.847,22 €
11	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,58	6.053.861,04 €	60.894.708,26 €
12	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,56	5.765.581,94 €	66.660.290,20 €
13	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,53	5.491.030,42 €	72.151.320,62 €
14	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,51	5.229.552,78 €	77.380.873,40 €
15	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,48	4.980.526,46 €	82.361.399,86 €
16	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,46	4.743.358,53 €	87.104.758,39 €
17	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,44	4.517.484,31 €	91.622.242,70 €
18	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,42	4.302.366,01 €	95.924.608,72 €
19	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,40	4.097.491,44 €	100.022.100,16 €
20	26.442.848,40 €	16.088.691,60 €	10.354.156,80 €	0,38	3.902.372,80 €	103.924.472,96 €
			Investimento Inicial	Payback	VAL	TIR
			25.111.207,00 €	3	103.924.472,96 €	41,19%

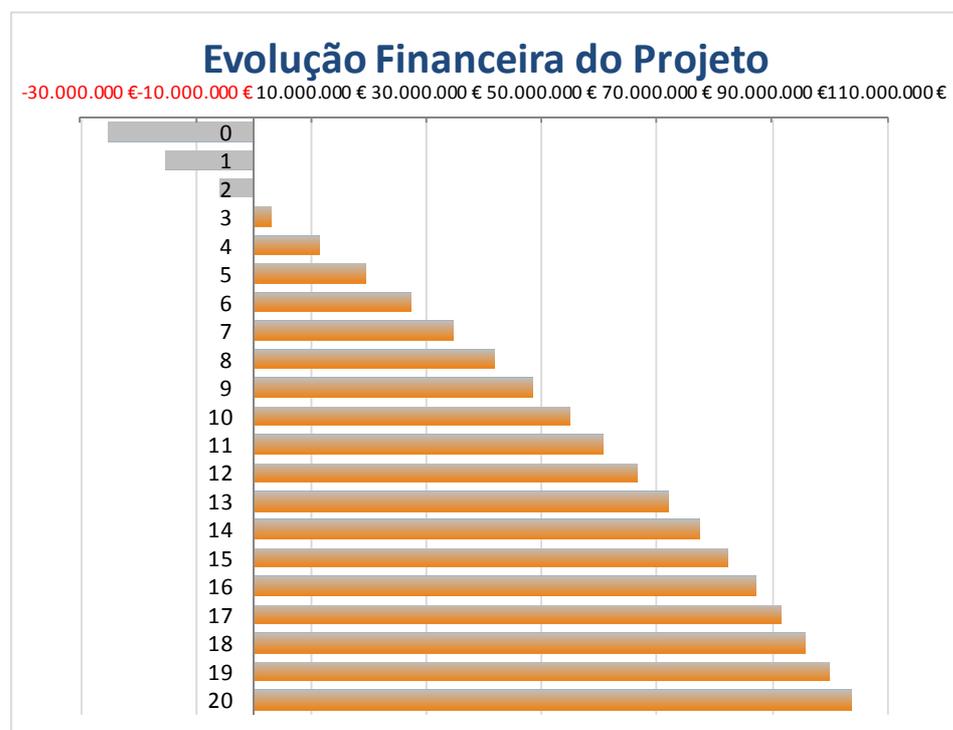


Figura 159. Evolução financeira do projeto de investimento no sistema de cogeração a fuel-gás e fuelóleo, com venda de eletricidade à rede de 0,13 €/kWh.

Foi realizado também um estudo relativamente ao impacto que esta alteração teria no rendimento energético e exergético da unidade em duas situações:

- Implementação do sistema de cogeração;
- Além do sistema de cogeração, aproveitamento do calor libertado nos aeroarrefecedores da corrente de C8's, E-0115A/B, pelo sistema do ciclo de Rankine orgânico. Para tal, foram efetuados balanços energético e exergético considerando as potências energética e exergética das correntes de entrada e de saída da FAR, bem como a potência energética associada à produção de energia elétrica proveniente da cogeração, para a primeira situação, e a proveniente da cogeração e do ORC, para a segunda. Os valores das potências energéticas obtidas na cogeração e no ORC, são os referidos aquando da sugestão destes equipamentos como propostas de melhoria. Os resultados dos rendimentos energéticos são apresentados na Tabela 214.

Tabela 214. Rendimento da FAR com um sistema de cogeração e com um sistema de cogeração mais o sistema ciclo de Rankine orgânico.

Wärtsilä 12V46GD			
Energia Introduzida na FAR			
Fonte	Potência Energética [kW]		
Reformado	-8369,82		
Fuelóleo/Fuel-gás	123634,83		
Vapor média/alta pressão	37989,05		
H2	741,34		
Total	153995,40		

Sem ORC		Com ORC	
Energia Retirada da FAR			
Fonte	Potência Energética [kW]	Fonte	Potência Energética [kW]
Corrente C5's	-3691,64	Corrente C5's	-3691,64
Corrente C8's - Armazenagem	83,16	Corrente C8's - Armazenagem	83,16
Corrente de Tolgás	1,92	Corrente de Tolgás	1,92
Corrente de Tolueno	2821,96	Corrente de Tolueno	2821,96
Corrente de Benzeno	1712,63	Corrente de Benzeno	1712,63
Topo T-307 - tolueno	24,53	Topo T-307 - tolueno	24,53
Fundo T-307 - p-xileno	966,69	Fundo T-307 - p-xileno	966,69
Topo T- 401- Vent Gas	-311,85	Topo T- 401- Vent Gas	-311,85
Topo T- 401- Liquid Top	-448,50	Topo T- 401- Liquid Top	-448,50
Topo T- 472 - o-xileno	298,63	Topo T- 472 - o-xileno	298,63
Fundo T- 472 - C9's	-74,02	Fundo T- 472 - C9's	-74,02
Corte gasolina leve	519,76	Corte gasolina leve	519,76
Corte hexano	140,17	Corte hexano	140,17
Corte refinado destilação desc	86,44	Corte refinado destilação desc	86,44
Eletricidade cogeração	8717,00	Eletricidade cogeração	8717,00
		Eletricidade ORC	1555,00
Total [kW]	10846,89	Total [kW]	12401,89
Rendimento	7,04%	Rendimento	8,05%

O rendimento energético da FAR apenas com um sistema de cogeração sobe dos 0,8 % da situação convencional para 7 %, ou seja, aumentava significativamente. Se à cogeração for acoplado o sistema de aproveitamento de calor de ciclo de Rankine orgânico, o mesmo rendimento passa para os 8,1 %. Em termos de rendimento exergético também há benefícios, pois com a aplicação do sistema de cogeração chega-se um rendimento exergético de 66,1 % , ligeiramente superior ao atual, 65,9 %. No cenário em que se usa o sistema de cogeração em simultâneo com o sistema de Rankine orgânico, o sistema apresenta um rendimento exergético de 67 % (Tabela 215). Em termos energéticos e exergéticos são evidentes as vantagens que estes sistemas, cogeração e ORC, apresentam para a FAR, devendo a refinaria estudar a fundo as soluções aqui apresentadas.

Tabela 215. Rendimento exergético da FAR com um sistema de cogeração e com um sistema de cogeração mais o sistema ciclo de Rankine orgânico.

Wärtsilä 12V46GD			
Exergia Introduzida na FAR			
Fonte	Potência Exergética [kW]		
Reformado	1022275,62		
Fuelóleo/Fuel-gás	98042,65		
Vapor média/alta pressão	19096,84		
H2	17547,01		
Total	1156962,13		

Sem ORC		Com ORC	
Exergia Retirada da FAR			
Fonte	Potência Exergética [kW]	Fonte	Potência Exergética [kW]
Corrente C5's	90111,90	Corrente C5's	90111,90
Corrente C8's - Armazenagem	23019,94	Corrente C8's - Armazenagem	23019,94
Corrente de Tolgás	237,77	Corrente de Tolgás	237,77
Corrente de Tolueno	201939,17	Corrente de Tolueno	201939,17
Corrente de Benzeno	65141,80	Corrente de Benzeno	65141,80
Topo T-307 - tolueno	1778,31	Topo T-307 - tolueno	1778,31
Fundo T-307 - p-xileno	164217,57	Fundo T-307 - p-xileno	164217,57
Topo T- 401- Vent Gas	72880,00	Topo T- 401- Vent Gas	72880,00
Topo T- 401- Liquid Top	8271,91	Topo T- 401- Liquid Top	8271,91
Topo T- 472 - o-xileno	56795,09	Topo T- 472 - o-xileno	56795,09
Fundo T- 472 - C9's	756,14	Fundo T- 472 - C9's	756,14
Corte gasolina leve	9699,01	Corte gasolina leve	9699,01
Corte hexano	51233,54	Corte hexano	51233,54
Corte refinado destilação desc	18587,76	Corte refinado destilação desc	18587,76
Eletricidade cogeração	0,00	Eletricidade cogeração	8717,00
		Eletricidade ORC	1555,00
Total [kW]	764669,88	Total [kW]	774941,88
Rendimento	66,09%	Rendimento	66,98%

12. Conclusões

Após a realização dos balanços energético e exergético, conclui-se que as unidades estudadas apresentam rendimentos energéticos muito baixos, da ordem dos 13,4 %, na Unidade 0100, 3,6 % para a Unidade 0200, 0,8 % na Unidade 0300/0400 e 35,4 % na Unidade 0500.

Os valores dos rendimentos exergéticos são igualmente baixos, no entanto, a hierquização é diferente, isto é, um rendimento energético muito baixo, não implica um rendimento exergético igualmente muito baixo, nomeadamente em processos de separação atendendo a que a exergia das correntes processuais separadas, é superior à exergia da corrente processual original. Por exemplo, a Unidade 0100 apresenta um rendimento exergético de 2,3 % e um rendimento energético de 3,6 %, enquanto a Unidade 0300/0400 tem um rendimento exergético de 80,6 % e um rendimento energético de 0,8 %. Analisando estes valores, conclui-se que a Unidade 0100 tem maior potencial de melhoria do que a Unidade 0300/0400, apesar desta última, ter um rendimento energético inferior. Daqui se depreende a importância, para sustentar decisões de investimento, da análise exergética como complemento do estudo de desempenho energético de uma unidade.

Na sua análise global, a FAR apresenta um rendimento energético de 0,81 % e um exergético de 65,9 %.

Deve-se referir que nesta análise, não foram alvo de estudo alguns equipamentos, nomeadamente nas Unidades 0200 e 0500, por falta de dados de caudais ou temperaturas. Não foram contabilizadas as perdas energéticas e exergéticas associadas à corrente de efluente dos não-condensáveis que são queimados na tocha da FAR, também por falta de disponibilização de dados por parte da refinaria. Estas situações estão contempladas nas perdas e irreversibilidades não contabilizadas, representando estas 33,2 % e 28,2 %, respetivamente, na análise global da FAR.

O grupo de equipamentos que apresentam maiores perdas energéticas na FAR são os condensadores, representando 26,1 % das perdas energéticas, seguido dos aeroarrefecedores, com 15,6 %, pelo que se pode concluir que grande parte da energia perdida é nos processos de arrefecimento. As irreversibilidades verificadas nestes grupos de equipamentos são 0,55 % e 0,29 %, respetivamente. Relativamente aos permutadores de calor, as perdas energéticas não são muito significativas face aos restantes grupos de equipamentos, 3,1 % de perdas energéticas, bem como as irreversibilidades, que ocupam um papel praticamente desprezável nas irreversibilidades totais da FAR, representando 0,08 % destas.

Por outro lado, as fornalhas representam 14,8 % das perdas energéticas, mas estes equipamentos destacam-se sobretudo pelas irreversibilidades verificadas, 84,2 %, pois as temperaturas médias a que a energia térmica é rejeitada são aqui mais elevadas do que no caso

dos condensadores e aeroarrefecedores e tal facto resulta numa maior perda exergética. Com base nestes valores, depreende-se que as fornalhas são equipamentos com um elevado potencial de melhoria do desempenho energético e exergético, e com forte impacto na melhoria do desempenho energético/exergético da FAR.

Perante as grandes perdas energéticas e exergéticas encontradas nos condensadores, aeroarrefecedores e nas fornalhas, são sugeridas, neste trabalho, medidas tais como evitar um tão grande arrefecimento das correntes que vão para armazenagem, já que estas posteriormente serão novamente aquecidas quando voltam ao processamento tecnológico, bem como a instalação de isolamento térmico no tanque que recebe a corrente de C8's.

Adicionalmente sugerem-se três sistemas que apresentam incontornáveis vantagens para a FAR:

- Um ciclo de Rankine orgânico para aproveitamento do calor dissipado nos aeroarrefecedores E-0115 A/B;

- Um ciclo de Rankine orgânico para aproveitamento do calor dos fumos da fornalha H-0301 ou, caso seja tecnicamente viável, um ciclo que permita receber os fumos de várias fornalhas;

- Uma unidade de cogeração de 25 MW para produção de eletricidade. Da implementação desta unidade resultaria num aumento de rendimento energético da FAR dos atuais 0,8 % para 7 % e do exergético dos atuais 65,9 % para 66,1 %.

Esta unidade de cogeração teria um período de retorno de investimento entre 2 a 6 anos, consoante o preço de venda da eletricidade à rede e consoante o combustível de alimentação. Há ainda a possibilidade de conjugar esta unidade de cogeração com o ciclo de Rankine orgânico para aproveitamento de calor dos aeroarrefecedores, o que resultaria num rendimento energético da FAR de 8,1 % e exergético da FAR de 67 % para a FAR.

Realça-se, mais uma vez, e a finalizar, que a obtenção de rendimentos exergéticos superiores aos rendimentos energéticos correspondentes é consentânea com os objetivos processuais da FAR, a obtenção de correntes processuais com componentes individualizados, partindo-se de uma corrente original misturada.

Ao contrário dos sistemas de conversão energética convencionais, onde o expectável é a obtenção de rendimentos exergéticos inferiores aos correspondentes rendimentos energéticos, no caso presente esta hierarquia inverte-se, precisamente por se tratar de um sistema de separação.

Bibliografia

- Abreu, R. (2009). Integração Energética Unidades 0300 e 0400 da Fábrica de Aromáticos Refinaria de Matosinhos. Tese de Mestrado em Eng. Química. Isep. Porto, Portugal.
- Al-Sharrah, G.K., Hankinson, G. e Elkamel, A. (2006). Decision-making for Petrochemical Planning Using Multiobjective and Strategic Tools. Chemical Engineering Research and Design, 84 (11): 1019-1030.
- Alves, L. (2007). Análise Exergoeconômica e Otimização de Diferentes Processos de Produção de Hidrogênio a Partir de Gás Metano. Tese de Doutorado. Universidade de Campinas, Brasil.
- Asprion, N., Rumpf, B. e Gritsch, A. (2011). Work flow in process development for energy efficient processes. Applied Thermal Engineering, 31; 2067-2072.
- Ayotte-Sauve, E. e Sorin, M. (2010). Energy Requirements of Distillation: Exergy, Pinch Points, and the Reversible Column. Ind. Eng. Chem. Res., 49: 5439–5449.
- Baptista, L. (2013). Avaliação e Otimização Energética das Fornalhas da Fábrica de Aromáticos. Tese de Mestrado. ISEP, Portugal.
- Barros, H. (2008). *Análise de projectos de investimento*. Edições Sílabo, Lda; 4ª edição, Lisboa, Portugal.
- Benali, T., Tondeur e D., Jaubert, J. (2012). An improved crude oil atmospheric distillation process for energy integration: Part I: Energy and exergy analyses of the process when a flash is installed in the preheating train. Applied Thermal Engineering, 32; 125-131.
- Bergeot, G., Leinekugel-Le-Cocq, D., Leflaive, P., Laroche, C., Muhr, L. e Bailly, M. (2009). Simulated moving bed reactor for paraxylene production. Chemical Engineering Transactions, 17, 87-92.
- Camus, C. e Eusébio, E. (2007). *Avaliação Económica de Projetos. Gestão de Energia – DEEA – ISEL*, Lisboa, Portugal.
- Carlão, R.L. (2010). Projecto de um ciclo de Rankine orgânico para produção de 200 kWe. Dissertação do MIEM – FEUP. Porto, Portugal.
- Cecílio, I. (2009). Study of Simulated Moving Bed Reactor (SMBR) for Para-xylene Production. Tese de Mestrado. Instituto Superior Técnico. Lisboa, Portugal.
- Çengel, Y.A., Boles, M.A. (2006). *Thermodynamics*. 5.ed, McGraw-Hill.
- Cerutti, E. (2003). Separação de compostos petroquímicos em unidades de leito móvel simulado. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Santa Catarina, Florianópolis, Brasil.
- Cornelissen, R. L. e Hirs, G. G. (1997). Exergetic optimisation of a heat exchanger. Energy Conversion and Management, 38 (15-17):1567-1576.

- Cornelissen, R.L. (1997). Thermodynamics and sustainable development, the use of exergy analysis and the reduction of irreversibility. Ph.D. thesis, University of Twente, Holanda.
- Cornelissen, R.L. e Hirs, G.G. (2002). The value of the exergetic life cycle assessment besides the LCA. Energy Conversion and Management, 43 (9-12):1417-1424.
- Costa, C., Queiroz, E. e Pessoa, F. (2009). A Software for the Calculation of the Exergetic Efficiency in Distillation Columns. Computer Aided Chemical Engineering, 27: 1005-1010.
- Das, S. e Roetzel, W. (1995). Exergetic analysis of plate heat exchanger in presence of axial dispersion in fluid. Cryogenics, 35 (1) : 3-8.
- Deckman, H., Chance, R., McHenry, J., Yi Ou, J., e Reinoso, J. (2007). US patent 7,270,792 b2: Process for producing para-xylene.
- Dentice d'Accadia, M. e Sasso, M. (1998). Exergetic cost and exergoeconomic evaluation of vapour-compression heat pumps. Energy, 23 (11): 937-942.
- DGEG (2012). *Petróleo, Gás Natural e Carvão – estatísticas rápidas*. Direção Geral de Energia e Geologia. Lisboa, Portugal.
- Dincer, I. e Rosen, M.A. (2007). *Exergy: Energy, Environment and Sustainable Development*. Chapter 2 - Exergy and energy analyses: 23-35, ISBN: 978-0-08-044529-8
- Dincer, I. (2000). Thermodynamics, Exergy and Environmental Impact. Energy Sources, 22; 723-732.
- Doldersum, A. (1998). Exergy Analysis Proves Viability of Process Modifications. Energy Convers., 39 (16); 1781-1789.
- Doty, S. e Turner, W. (2009). *Energy Management Handbook*, 7ed. The Fairmont Press, Inc, ISBN: 0-88173-543-4.
- Fábrega, F., Rossi, J. e D'Angelo, J. (2010). Exergetic analysis of the refrigeration system in ethylene and propylene production process. Energy, 35(3); 1224-1231.
- Ferdelji, N., Galovic, A. e Guzovic, Z. (2008). Exergy analysis of a cogeneration plant. Thermal Science, 12(4); 75-88.
- Fernandes, E. O. e Castro, M. D. (2010). *Transferência de Calor – 2010/2011*. DEMEC – Departamento de Engenharia Mecânica, FEUP - Faculdade de Engenharia do Porto. Porto, Portugal.
- Gaggioli, R.A. e Wepfer, W.J. (1981). Second law analysis of building systems. Energy Conversion and Management, 21 (1): 65-75.

Galp Energia – Fábrica de Aromáticos. (2007). Un-0100 - Pré-Destilação, Manual de Operação - Revisão 01. Matosinhos, Portugal.

Galp Energia, (2007). Memória Descritiva da Fábrica de Aromáticos. Matosinhos, Portugal.

Galp Energia, (2007). DataBook de Ambiente e Segurança da Refinaria do Porto 07. Matosinhos, Portugal.

Galp Energia, (2010). Databook de segurança, saúde e ambiente - Refinaria de Matosinhos. Matosinhos, Portugal.

Gielen, D. J., Moriguchi, Y., e Yagita, H. (2002). CO₂ emission reduction for Japanese petrochemicals. Journal of Cleaner Production, 10(6): 589-604.

Gomes, G.L., Szklo, A.S. e Machado, G. (2007). A influência das alterações nos mercados mundiais de petroquímicos sobre a integração refino-petroquímica no Brasil. 4º PDPETRO. Campinas, 21-24 de Outubro de 2007. Campinas, Brasil.

Gomes, P., Minceva, M., Meshko, V. e Rodrigues, A. E. (2008). SMBR for p-xylene production. Chemical Engineering Journal, 140 (1); 305-323.

Goodstein, D. (1994). Chance and necessity. Nature, 368-598.

Gu, X., Dong, J., Nenoff, T.M. e Ozokwelu, D.E. (2006). Separation of p-xylene from multicomponent vapor mixtures using tubular MFI zeolite membranes. Journal of Membrane Science, 280 (1-2); 624-633.

Guo, G., Chen, H. e Long, Y. (2000). Separation of p-xylene from C₈ aromatics on binder-free hydrophobic adsorbent of MFI zeolite. I. Studies on static equilibrium. Microporous and Mesoporous Materials, 39 (1-2); 149-161.

Hoffmann, R. (1999). Método Avaliativo da Geração Regionalizada de Energia em Potências Inferiores a 1 MWe, a partir da Gestão dos Resíduos de Biomassa – O Caso da Casca de Arroz. Tese de Doutorado, Universidade Federal do Rio Grande do Sul. Porto Alegre, Brasil.

http://coralx.ufsm.br/cenergia/arquivos_downloads/termodinamica.pdf - consultado a 29/9/2010.

<http://www.ebah.com.br/intensificacao-de-processos-doc-a29239.html> - consultado a 7/7/2011.

http://www.excelenciaemgestao.org/Portals/2/documents/cneg4/anais/T7_0040_0098.pdf - consultado a 7/7/2011.

<http://www.exergie.nl/lifecycle.html> - consultado a 21/9/2010.

<http://www.wipo.int/pctdb/en/wo.jsp?WO=2009130402&IA=FR2009000317&DISP LAY=DESC> - consultado a 7/7/2011.

http://web.ist.utl.pt/luis.roriz/MyPage/CFC_HCFC.swf - consultado a 18/7/2014.

Incropera, F.P., Dewitt, D.P., Bergman, T.L., Lavine, A.S. (2013). *Principles of Heat and Mass Transfer*. John Wiley & Sons, Inc., ISBN: 978-0-470-64615-1.

Kotas, T.J. (1985). *The Exergy Method of Thermal Plant Analysis*. Krieger Publishing Company, ISBN: 0-89464-946-9.

Kumar, P. (2010). *Training Manual on Energy Efficiency for Small and Medium Enterprises*. Asian productivity Organization, ISBN: 9283323998.

Kwak, H. -Y., Kim, D. -J. e Jeon, J. -S. (2003). Exergetic and thermoeconomic analyses of power plants. *Energy*, 28 (4); 343-360.

Kyi, D.H.H. (2006). Progress Report on Oil Refineries Earlier Audited in Myanmar. Seminar on The Promotion on Energy Efficiency and Conservation (PROMEEC) for Major Industries in Southeast Asia. Birmânia.

Le Goff, P. e Hornut, J.M. (1998). Exergy Analysis and Exergo-economic Optimization of Industrial Processes. *Revue de L'Institut Français Du Pétrole*, 53 (1), Janvier-Février; 99-102.

Le Goff, P.; Cachot, T., e Rivera, R. (1996). Exergy Analysis of Distillation Processes. *Chem. Eng. Technol.*, 19; 478-485.

Lima, R.S. e Schaeffer, R. (2011). The energy efficiency of crude oil refining in Brazil: A Brazilian refinery plant case. *Energy*, 36 (5); 3101-3112.

Lozano, M.A e Valero, A. (1993). Theory of the exergetic cost. *Energy*, 18 (9); 939-960.

Maia, M. (2001). Síntese e Optimização de Sistemas de Destilação utilizando a Análise Exergética. Tese de Doutorado. Universidade de Campinas. Campinas, Brasil.

Mannan Z. A., Hashim, H. e Shuhaimi, M. (2000). Exergo-Economic Analysis of a Batch Chemical Plant. Universiti Teknologi Malaysia. *Jurnal Teknologi* 32; 1-14.

Masoumi, M.E. e Kadkhodaie, S. (2012). Optimization of Energy Consumption in Sequential Distillation Column. *International Journal of Chemical and Environmental Engineering* 6; 76-80.

Mendes, M. (2009). Metodologia para Análise Exergética – Económica de Plantas a Vapor para Geração de Eletricidade Consumindo Resíduo de Biomassa Amazónica. Tese de Mestrado. Universidade Federal do Pará. Belém, Brasil.

Minceva, M. (2004). Separation/Isomerization of Xylenes by Simulated Moving Bed Technology. Ph.D thesis, University of Porto. Porto, Portugal.

Minceva, M. e Rodrigues, A. E. (2005). Two-level optimization of an existing SMB for *p*-xylene separation. *Computers and Chemical Engineering*, 29; 2215–2228.

- Minceva, M. e Rodrigues, A. (2005). Two-level optimization of an existing SMB for p-xylene separation. Computers and Chemical Engineering, 29 (10); 2215-2228.
- Minceva, M. e Rodrigues, A. (2005). UOP'S PAREX: Modeling, Simulation and Optimization. 2nd Mercosur Congress on Chemical Engineering and 4th Mercosur Congress on Process Systems Engineering. 14th to 18th August, Village Rio das Pedras, Club Med, Rio de Janeiro, Brasil.
- Minceva, M. e Rodrigues, A. E. (2007). Understanding and revamping of industrial scale SMB units for p-xylene separation. AIChE Journal, 53 (1); 138-149.
- Minceva, M., Gomes, P.S., Meshko, V. e Rodrigues, A.E. (2008). Simulated moving bed reactor for isomerization and separation of p-xylene. Chemical Engineering Journal, 140 (1-3); 305-323.
- Mohameed, H.A., Abu Jdayil, B. e Takrouri, K. (2007). Separation of para-xylene from xylene mixture via crystallization. Chemical Engineering and Processing, 46 (1); 25-36.
- Moussa, L. (2001). Análise Termodinâmica de Colunas de Destilação Visando a Otimização Energética. Dissertação de Mestrado. Universidade de Campinas, Brasil.
- Neves, S. (2001). Desenvolvimento e aplicações de um simulador dinâmico para processos de adsorção em leito móvel simulado. Tese de Doutorado. Universidade de Campinas, Campinas, SP, Brasil.
- Nikulshin, V., Bailey, M. e Nikulshina, V. (2006). Thermodynamic Analysis of air refrigerator on exergy graph. Thermal Science, 10 (1); 99-110.
- Nunes, C.P. (2013). Uma metodologia de projeto de tanques atmosféricos verticais para armazenamento de petróleo e seus derivados. Dissertação de Licenciatura. Universidade Federal do Rio Grande do Sul - Departamento de Engenharia Mecânica, Porto Alegre , Brasil.
- Ocic, O. (2005). *Oil Refineries in the 21st Century – Energy efficient, Cost effective, Environmentally Benign*. Wiley-VCH Verlag GmbH & Co. KGaA, Weinheim, ISBN: 3527311947.
- Perry e Green, R.H. e Green, D.W. (1997). *Perry e Green's Chemical Engineers Handbook* (7.ed.), McGraw-Hill Companies.
- Pinho, C. (2010). *Gestão de Energia Térmica*. DEMEC-Departamento de Engenharia Mecânica, FEUP - Faculdade de Engenharia do Porto. Porto, Portugal
- Pinho, C. (2011). *Combustão*. DEMEC-Departamento de Engenharia Mecânica, FEUP - Faculdade de Engenharia do Porto. Porto, Portugal.
- Pires, V. (2003). Análise Energética Global de um Complexo Petroquímico. Dissertação de Mestrado. Universidade de Campinas. Campinas, Brasil.

- Ren, T. (2009). Barriers and drivers for process innovation in the petrochemical industry: A case study. Journal of Engineering and Technology Management, 26 (4); 285-304.
- Ren, T. e Patel, M. K. (2009). Basic petrochemicals from natural gas, coal and biomass: Energy use and CO₂ Emissions. Resources, Conservation and Recycling, 53; 513–528.
- Rivero, R. (1993). Tridimensional Exergy Diagram. Energy Systems and Ecology, Vol. 1.
- Rivero R., Rendon, C. e Monroy, L. (1999). The Exergy of Crude Oil Mixtures and Petroleum Fractions: Calculation and Application, Int. J. Applied Thermodynamics, 2; 115-123.
- Rivero R., Rendón, C. e Gallegos, S. (2004). Exergy and exergoeconomic analysis of a crude oil combined distillation unit. Energy, 29 (12-15); 1909-1927.
- Rivero, R. e Koiijer, G. (2003). Entropy Production and Exergy Loss in Experimental Distillation Columns. Chemical Engineering Science, 58; 1587-1597.
- Roldão, V. (2005). *Gestão de Projectos – Abordagem Instrumental ao Planeamento, Organização e Controlo*. Monitor – Projectos e Edições, Lda. Lisboa, Portugal.
- Rosen, M. A. (2002). Can exergy help us understand and address environmental concerns? Exergy an International Journal, 2; 214-217.
- Rosen; M.A. e Scott, D.S. (1987). An energy-exergy analysis of the Koppers-Totzek process for producing hydrogen from coal. International Journal of Hydrogen Energy, 12 (12); 837-845.
- Rücker, A. e Gruhn, G. (1999). Exergetic criteria in process optimisation and process synthesis: Opportunities and limitations. Computers and Chemical Engineering, 23 (1); S109-S112.
- Sakai, H., Tomita, T. e Takahashi, T. (2001). p-xylene separation with MFI-type zeolite membrane. Separation and Purification Technology, 25 (1-3); 297-306.
- Santana, E. (2004). Análise Termodinâmica de uma coluna de fracionamento de petróleo. Dissertação de Mestrado. Universidade de Campinas. Campinas, Sp, Brasil.
- Santos, J. (2005). Avaliação exergoeconômica das tecnologias para a produção combinada de eletricidade e água dessalinizada. Tese de Mestrado, Universidade Federal de Itajubá. Itajubá. MG, Brasil
- Saravanan, M., Saravanan, R. e Renganarayanan, S. (2008). Energy and exergy analysis of counter flow wet cooling towers. Thermal Science, 12 (2); 69-78.
- Sato, N. (2004). *Chemical Energy and Exergy: An Introduction to Chemical Thermodynamics for Engineers*. Elsevier Science and Technology Books. ISBN: 044451645X.

- Schmidt, M. (2006). *The use of Sankey diagrams in the material flow management*. Hochschule Pforzheim University. Pforzheim, Alemanha.
- Seidl, P. (2010). Informação fornecida a título pessoal via email.
- Silva Júnior, I., Veredas, V., Santos, M., Santana, C., Carpes, M. e Correia, C. (2006). Simulated moving bed chromatography in the production of enantiomerically pure or enriched compounds in large scale. Quím. Nova, 29 (5), São Paulo. Sept./Oct.2006.
- Sorin, M e Rheault, F. (2007). Thermodynamically guided intensification of separation processes. Applied Thermal Engineering, 27; 1191–1197.
- Speight, J.G. (2011). *The refinery of the future* . ISBN-10: 0815520417.
- Tarighaleslami, A.H., Omidkhan, M.O. e Sinaki, S.Y. (2011). An Exergy Analysis on a Crude Oil Atmospheric Distillation Column. The 14th Conference on Process Integration, Modeling and Optimization for Energy Saving and Pollution Reduction. Florença, Itália.
- Teixeira, F., Guerra, O. e Cavalcante, L.R. (2009). Decisões de investimento e movimentos de reestruturação: um modelo de análise da indústria petroquímica. Revista de economia contemporânea, 13 (3): 511-537.
- Torres, E. e Gallo, W. (1998). Exergetic evaluation of a cogeneration system in a petrochemical complex. Energy Conversion and Management, 39 (16-18):1845-1852.
- Turboden, 2012, www.turboden.eu, consultado em 11/06/2014.
- Usón, S., Valero, A, e Correas; L. (2010). Energy efficiency assessment and improvement in energy intensive systems through thermoeconomic diagnosis of the operation. Applied Energy, 87; 1989–1995.
- Utlu, Z. e Hepbasli, A. (2007). A review and assessment of the energy utilization efficiency in the Turkish industrial sector using energy and exergy analysis method. Renewable and Sustainable Energy Reviews, 11(7); 1438-1459.
- Valero, Al. e Valero, A. (2011). A prediction of the exergy loss of the world's mineral reserves in the 21st century. Energy, 36 (4); 1848-1854.
- Valero, Al., Valero, A. e Martínez, A. (2010). Inventory of the exergy resources on earth including its mineral capital. Energy, 35; 989–995.
- Vilarinho, A. N. (2011). Seminário de elaboração da tese de doutoramento – Análise exergética da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos. FEUP. Porto, Portugal.
- Wall, G. (2002). Conditions and tools in the design of energy conversion and management systems of a sustainable society. Energy Conversion and Management, 42; 1235-1248.

Wang, Y., Hou, Y., Gao, H., Sun, J. e Xu, S. (2011). Selecting the optimum Predistillation scheme for heavy crude oils. Industrial and Engineering Chemistry Research, 10549-10556.

www.wartsila.com, consultado a 21/3/2014.

www.galpenenergia.com, consultado a 31/3/2014.

www.iea.org, consultado a 28/3/2014.

www.turboden.eu, consultado a 31/3/2014.

www.turboden.eu/en/public/downloads/Turboden-ORC-recovering-industrial-heat.pdf, consultado a 31/3/2014.

www.windfinder.com, consultado a 21/3/2014.

www2.basf.us/diols/bcdiolsnmp_properties.html consultado a 26/10/2014.

Yaws, C. L. (1999). *Chemical Properties Handbook: Physical, Thermodynamic, Environmental, Transport, Safety, and Health Related Properties for Organic and Inorganic Chemicals*. McGraw-Hill Companies.

Zhang, J. e Xu, Q. (2011). Cascade refrigeration system synthesis based on exergy analysis. Computers and Chemical Engineering, 35 (9), 14 September 2011; 1901-1914.

Anexos

No presente capítulo são apresentados essencialmente os dados que serviram de base para os cálculos da análise energética e exergética das unidades que constituem a FAR, e que foram fornecidos pela Refinaria de Matosinhos, bem como os resultados da análise desenvolvida em Costa (2012) – Anexos A a I. No anexo J, são apresentados os gráficos que representam a entalpia e entropia de saída de líquido saturado, para as pressões entre 1,5 e 1,8 MPa.

Assim, de forma mais detalhada tem-se:

Anexo A. Dados fornecidos pelo programa Aspen Hysys da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0100, para os meses de Janeiro a Julho.

Anexo B. Balanço energético da Unidade 0100, desenvolvido por Costa (2012).

Anexo C. Balanço exergético da Unidade 0100, desenvolvido por Costa (2012).

Anexo D. Balanço energético e exergético à fornalha H-0101, desenvolvido por Costa (2012).

Anexo E. Dados fornecidos pelo programa Aspen Hysys da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0200, para os meses de Janeiro a Julho.

Anexo F. Dados fornecidos pelo programa Aspen Hysys da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0300, para os meses de Janeiro a Julho.

Anexo G. Dados fornecidos pelo programa Aspen Hysys da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0400, para os meses de Janeiro a Julho.

Anexo H. Dados fornecidos pelo programa Aspen Hysys da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0500, para os meses de Janeiro a Julho.

Anexo I. Dados fornecidos pelo Aspen Hysys da Refinaria de Matosinhos, para o consumo de utilidades na FAR de Janeiro a Julho.

Anexo J. Entalpia e entropia de saída de líquido saturado.

Anexo A. Dados fornecidos pelo programa *Aspen Hysys* da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0100, para os meses de Janeiro a Julho

Tabela A.6. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0100 para o mês de Março.

Table with multiple columns containing data for 'Interior da Unidade - Março'. The table is organized into several sections: E0301, E0303, E0302, E0304, E0307A/B, E0308, E0309, E0310, E0311, E0312, E0313, E0314, and E0315. Each section contains rows for various equipment types and their associated data points, including temperatures, pressures, and flows. The table concludes with a 'Totais' section summarizing the overall data.

Saída da Unidade - Junho

Data de 2022																																			
Tabela 19 (Continuação) - Saída da Unidade																																			
Tabela 19 (Continuação) - Saída da Unidade																																			
Descrição	01	02	03	04	05	06	07	08	09	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	Junho			
Quantidade (t) 2022	224,58	324,54	327,76	321,62	326,58	374,63	326,23	324,58	326,23	374,58	326,58	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23
Valor (€) 2022	224,58	324,54	327,76	321,62	326,58	374,63	326,23	324,58	326,23	374,58	326,58	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23
Quantidade (t) 2021	224,58	324,54	327,76	321,62	326,58	374,63	326,23	324,58	326,23	374,58	326,58	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23
Valor (€) 2021	224,58	324,54	327,76	321,62	326,58	374,63	326,23	324,58	326,23	374,58	326,58	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23	324,58	326,23	374,63	326,23

Tabela A.11. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0100 para o mês de Junho.

Table with 30 columns and 100 rows, titled 'Interior da Unidade - Junho'. It contains various temperature and flow data points such as 'Temperatura Informado In L-001', 'Temperatura Out F-004 (K)', and 'Flow F-004 (ton/d)'. The data is organized into numerous sub-sections (e.g., E-001, E-002, E-003) and includes units like °C, °F, and ton/d.

Tabela A.14. Médias anuais dos dados fornecidos pela refinaria das correntes de entrada da Unidade 0100.

Entrada da Unidade									
Reformado		JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	MÉDIA
Caudal Total ton/ d	FQd0130	2030,65	2103,21	2111,23	1931,84	1766,39	1799,31	1746,01	1926,95
NÃO AROMÁTICOS	% m	35,58	28,32	29,82	31,38	32,08	34,48	34,10	32,25
BENZENO	% m	4,84	5,94	6,32	8,10	6,34	6,98	6,00	6,36
TOLUENO	% m	19,45	22,00	20,66	21,24	20,37	21,40	19,94	20,72
ETILBENZENO	% m	3,89	3,87	3,84	3,86	3,87	3,61	3,78	3,82
p-Xileno	% m	4,66	5,18	5,00	4,40	4,71	4,74	4,61	4,76
m-Xileno	% m	9,93	10,81	10,36	9,45	9,84	9,80	9,82	10,00
o-Xileno	% m	5,43	5,70	5,46	5,16	5,47	4,97	5,25	5,35
C8 AROMÁTICO	% m	23,92	25,55	24,66	22,86	23,89	23,12	23,46	23,92
C9 AROMÁTICO	% m	13,17	14,57	13,80	12,79	12,43	11,67	13,50	13,13
C10 AROMÁTICO	% m	2,46	2,87	3,31	2,87	4,33	1,86	2,39	2,87
C11 +	%m	0,58	0,94	1,42	0,77	1,25	0,50	2,77	1,18
C9 +	% m	16,21	18,39	18,53	16,42	18,02	14,03	18,66	17,18
Temperatura Reformado In E-0101	TI0110	19,31	19,77		30,36	29,30	28,77	22,70	25,03
Fuel Gas									
		JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	MÉDIA
Pressão Importação (barg)	PI0672	3,98	3,70	3,77	3,91	3,76	3,83	3,88	3,83
Temperatura (°C)	TI0602	12,70	13,85	15,80	21,12	22,54	22,67	22,21	18,70
Poder Calorífico (kcal/kg)	PC_FGas	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	11928,11	11398,37	11412,74	11993,77
Caudal H0101 (ton/d)	FQd0126	19,46	20,86	18,55	20,20	19,17	17,62	17,31	19,02
Fuel Óleo									
		JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	MÉDIA
Poder Calorífico (kcal/kg)	PC_FOilco	9619,98	9626,66	9654,49	9614,43	9597,86	9654,95	9687,58	9636,56
Caudal H0101 (ton/d)	FQd0128	13,51	12,96	13,78	13,90	15,82	12,97	11,99	13,56
Vapor Média Pressão									
		JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	MÉDIA
Pressão (kg/cm ²)????	PT4976	16,04	16,01	16,05	16,10	16,09	16,13	16,06	16,07
Temperatura (°C)	TIC40408B_PV	299,63	298,10	300,84	303,96	300,98	306,16	304,08	301,96
Caudal E-0102 (ton/d)	FQd0102	107,15	113,11	110,88	71,36	60,52	83,51	83,54	90,01
Caudal E-0108 (ton/d)	FQd0109	133,18	134,93	143,96	136,17	119,82	125,18	112,82	129,44
Caudal U0100 (ton/d)	FQd0602	269,11	274,79	281,85	230,66	203,18	234,54	220,27	244,91
Electricidade									
		JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	MÉDIA
Subestação R1 (MWh/d)	P_SAIDA_R1_TOT_DIA	72,25	64,54	56,74	60,96	59,27	52,41	55,11	60,18
Subestação R2 (MWh/d)	P_SAIDA_R2_TOT_DIA	34,70	44,29	54,03	48,67	44,17	51,30	53,13	47,18
Subestação J (MWh/d)	P_SAIDA_J_TOT_DIA	5,28	5,14	4,61	5,57	4,34	4,16	3,40	4,64

Tabela A.15. Médias anuais dos dados fornecidos pela refinaria das correntes de saída da Unidade 0100.

Saída da Unidade									
Coluna T 0101									
Topo (Sc 0102) > Corte C5's		JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	MÉDIA
Caudal Total ton/ d		455,12	506,47	638,11	451,59	406,43	608,66	576,52	520,41
NÃO AROMÁTICOS	% m	99,79	99,98	99,94	99,96	99,22	99,32	99,95	99,74
Caudal Refluxo (ton/ d)		288,64	351,47	441,82	333,56	278,10	423,60	398,44	359,38
Caudal Gasolina Leve (ton/ d)	FQd0105	166,47	155,00	196,29	118,03	128,33	185,06	178,08	161,04
Pressão D-0101	PIC0111 PV	2,15	2,15	2,15	2,15	2,26	2,19	2,16	2,17
Temperatura Out E-0103 (°C)	TIO111	22,81	23,44	25,58	23,71	22,89	25,46	24,69	24,08
Coluna T-0102									
Topo (Sc 0103) > Corte BT(C6/C7)		JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	MÉDIA
Caudal Total ton/ d		3008,06	2960,78	2963,44	2859,78	2717,27	2714,93	2663,35	2841,09
NÃO AROMÁTICOS	% m	52,07	43,38	42,71	45,71	47,78	42,44	48,28	46,05
BENZENO	% m	9,31	12,00	13,62	14,71	13,01	13,27	11,92	12,55
TOLUENO	% m	38,52	44,61	43,67	39,56	39,19	40,96	39,67	40,88
Caudal Corte BT (ton/ d)	FQd0110	1010,43	1060,16	1065,68	1038,15	880,36	905,24	881,13	977,31
Pressão Topo D-0102 (kg/cm2)	PIC0122_PV	199,91	199,92	199,95	199,88	200,78	199,88	199,91	200,03
Temperatura Out E-0111 (°C)	TIO124	65,75	66,03	64,52	65,28	61,42	63,24	63,20	64,21
Coluna T-0103									
Topo (Sc-0110) -> Corte C8's aromáticos		JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	MÉDIA
Caudal Total ton/ d		2674,31	2637,58	2614,94	2555,72	2454,45	2520,85	2453,30	2558,73
NÃO AROMÁTICOS	% m	4,90	1,94	1,85	1,82	2,35	3,16	4,16	2,88
ETILBENZENO	% m	14,45	13,86	14,54	15,53	14,75	13,59	13,36	14,30
p Xileno	% m	17,77	18,93	18,95	18,24	18,32	18,22	17,19	18,23
m-Xileno	% m	40,73	42,57	42,52	41,64	41,46	40,93	39,63	41,36
o Xileno	% m	22,08	22,62	21,98	22,69	23,04	20,67	12,41	20,78
C8 AROMÁTICO	% m	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Pressão Topo (kg/cm2)	PIC0140 PV	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,35	1,34	1,35
Caudal C8s U0400 (ton/ d)	FQd0129	529,86	574,56	549,61	513,41	332,26	432,48	265,94	456,87
Temperatura Corrente Entrada (°C)	TIO130	162,29	162,01	163,43	163,54	163,69	162,64	160,47	162,58
Caudal C8s Saída (ton/ d)	FQd0118	525,70	560,25	536,60	466,52	436,44	440,69	433,74	485,70
Temperatura Fundo (°C)	TIO117	159,63	159,84	160,67	160,74	160,75	159,67	159,97	160,18
Caudal C8s p/ TKs (ton/ d)	FQd0112	0,14	0,11	0,09	0,05	0,04	0,06	13,79	2,04
Temperatura Out E 0120 (°C)	TIO126	12,50	13,31	14,62	18,70	19,31	19,40	19,00	16,69
Caudal C8s Armazenagem(ton/ d)	FQd0119	30,15	21,80	7,55	5,11	97,60	4,77	154,38	45,91
Temperatura Out E-0119 (°C)	TIO140	16,23	16,36	14,34	20,57	20,38	19,32	21,03	18,32
Fundo (Sc-0106) -> Corte C9		JAN	FEV	MAR	ABR	MAI	JUN	JUL	MÉDIA
Caudal Fundo ton/ d	FQd0117	324,74	315,91	315,04	302,83	290,80	246,66	271,17	295,31
NÃO AROMÁTICOS	% m	0,78	0,43	0,67	0,40	0,55	1,41	1,67	0,84
o Xileno	% m	0,10	0,49	0,07	0,05	0,07	0,05	0,05	0,13
C9 AROMÁTICO	% m	94,28	108,44	102,89	101,68	94,59	102,98	99,98	100,69
Temperatura Out E 0118 (°C)	TIO139	20,90	20,84	22,16	21,93	22,58	22,11	23,63	22,02

Anexo B. Balanço energético

B.1 Potências energéticas introduzidas na Unidade 0100 (Costa, 2012)

Tabela B.1.1. Potências energéticas introduzidas na Unidade 0100.

Entrada											
Reformado (SC-0101)	MÉDIA	MÉDIA (S.I.)	Propriedades				entalpias		1a Lei		
Caudal Total ton/ d	1929,83	Kg/s	22,30	c n-pentano[kJ/(kg.K)]	2,25	y_na (%)	0,92	h Reformado(kJ/kg)	16,50	H_reformado(kJ/s)	399,59
NÃO AROMÁTICOS	32,25	% m	92,25	c_hexano (kJ/(kg.K))	2,22	y_n-pentano(%)	0,16				
BENZENO	6,36	% m	6,36	c_heptano (kJ/(kg.K))	2,22	y_hexano (%)	0,08	h n-pentano (kJ/kg)	19,38		
TOLUENO	20,72	% m	20,72	c_benzeno(kJ/(kg.K))	1,76	y_heptano (%)	0,08	h n-hexano (kJ/kg)	19,13		
p-Xileno	4,76	% m	4,76	c_tolueno(kJ/(kg.K))	1,70	y_benzeno (%)	0,08	h heptano (kJ/kg)	19,13		
m-Xileno	10,00	% m	10,00	c_etilbenzeno[kJ/(kg.K)]	2,01	y_tolueno (%)	0,21	h benzeno(kJ/kg)	15,11		
o-Xileno	5,35	% m	5,35	c_p-xileno(kJ/(kg.K))	1,65	y_etilbenzeno (%)	0,04	h tolueno(kJ/kg)	14,85		
C8 AROMÁTICO	23,92	% m		c_m-xileno(kJ/(kg.K))	1,71	y_p-xileno (%)	0,05	h etilbenzeno(kJ/kg)	17,27		
C9 AROMÁTICO	13,13	% m	13,13	c_o-xileno(kJ/(kg.K))	1,78	y_m-xileno (%)	0,10	h p-xileno(kJ/kg)	15,95		
C10 AROMÁTICO	2,87	% m	2,87	c_C9arom[kJ/(kg.K)]	1,79	y_o-xileno (%)	0,05	h m-xileno(kJ/kg)	14,75		
C11 +	1,18	% m	1,18	c_C10arom[kJ/(kg.K)]	1,84	y_C9arom (%)	0,13	h o-xileno(kJ/kg)	15,28		
C9 i	17,18	% m		c_C11[kJ/(kg.K)]	1,65	y_C10arom (%)	0,03	h C9arom (kJ/kg)	15,37		
Temperatura Reformado In E-0101	25,03	K	298,15	T_med	298,88	y_C11 (%)	0,01	h C10arom(kJ/kg)	15,84		
								h C11(kJ/kg)	15,95		
Fuel Gas											
Pressão Importação (bar)	3,83	kPa	389,45							F_FG(kJ/s)	11060,62
Temperatura (°C)	18,70	K	291,85								
Poder Calorífico (kcal/kg)	11993,77	kJ/kg	50215,55								
Caudal H0101 (ton/d)	19,07	Kg/s	0,22								
Fuel Óleo											
Poder Calorífico (kcal/kg)	9636,56	kJ/kg	40349,57							F_O(kJ/s)	6382,55
Caudal H0101 (ton/d)	13,56	Kg/s	0,18								
Vapor Média Pressão											
Caudal E 0102 (ton/d)	90,01		1,04							H_VMP(kJ/s)	6741,53
Caudal F-0108 (ton/d)	179,44		1,90								
Caudal U0100 (ton/d)	744,91	Kg/s	2,83								
Electricidade											
Subestação R1 (MWh/d)	60,18	kJ/s	2587,53							P_el(kJ/s)	4478,57
Subestação R2 (MWh/d)	47,18	kJ/s	1965,04								

B.2 Potências energéticas úteis extraídas da Unidade 0100 (Costa, 2012)

Tabela B.2.1. Potências energéticas úteis retiradas da Unidade 0100.

Saída									
		MÉDIA (S.I.)		Propriedades		entalpias		1a Lei	
Coluna T-0101									
Topo (Sc-0102) -> Corte C5's(n-pentano)									
Caudal Total ton/ d	520,41	Kg/s	6,02	c na(kj/(kg.K))	2,25	h C5's(kj/kg)	17,23	H_C5 (kj/s)	32,11
NÃO AROMÁTICOS	99,74			y_na (%)	1,00				
Caudal Refluxo (ton/ d)	359,38	Kg/s	4,18						
Caudal Gasolina Leve (ton/ d)	161,04	Kg/s	1,86						
Pressão D-0101	2,17								
Temperatura Out E-0103 (°C)	24,08	K	297,29	T_med	293,41				
Coluna T-0102									
Topo (Sc-0103) -> Corte BT(C6/C7)									
Caudal Total ton/ d	2841,09	Kg/s	32,89	c hexano(kj/(kg.K))	2,29	h B.T.(kj/kg)	94,89	H_BT (kj/s)	1079,37
NÃO AROMÁTICOS	46,05	% m	46,05	c benzeno(kj/(kg.K))	1,80				
BENZENO	12,55	% m	12,55	c tolueno(kj/(kg.K))	1,74	h hexano(kj/kg)	109,09		
TOLUENO	40,88	% m	40,88	y_na (%)	0,46	h benzeno(kj/kg)	85,92		
Caudal Corte BT (ton/ d)	977,31	Kg/s	11,31	y_benzeno (%)	0,13	h tolueno(kj/kg)	82,92		
Pressão Topo D-0107 (kg/cm ²)	200,03	kPa	19616,46	y_tolueno (%)	0,41				
Temperatura Out E-0111 (°C)	64,21	K	337,38	T_med	313,47				
Coluna T-0103									
Topo (Sc-0110) -> Corte C8's aromáticos (Un-100 e Arm.)									
Caudal Total ton/ d		Kg/s	29,81					H_C8 (kj/s)	1469,81
NÃO AROMÁTICOS	% m	% m	2,89						
ETILBENZENO	% m	% m	14,30						
p-Xileno	% m	% m	19,23						
m-Xileno	% m	% m	41,33						
o-Xileno	% m	% m	20,79						
C8 AROMÁTICO	% m			y_hexano (%)	0,03				
Pressão Topo (kg/cm ²)	PIC0140_PV		132,25	y_etilbenzeno (%)	0,14				
Caudal C8s U0400 (ton/ d)	ΓQd0129	Kg/s	5,29	y_p-xileno (%)	0,19				
Temperatura Corrente Entrada (°C)	Ti0130		435,79	y_m-xileno (%)	0,41				
Caudal C8s Saída (ton/ d)	FQd0118	Kg/s	5,82	y_o-xileno (%)	0,21				
Temperatura Fundo (°C)	Ti0117		433,39		0,00				
Caudal C8s p/TKs (ton/ d)	ΓQd0112		0,02						
Temperatura Out E-0120 (°C)	Ti0126		289,84						
Caudal C8s Armazenagem(ton/ d)	ΓQd0119	Kg/s	0,53						
Temperatura Out E-0119 (°C)	Ti0140	K	291,47						

Tabela B.2.2. Potências energéticas úteis retiradas da Unidade 0100 (Continuação).

Fundo (Sc-0106) -> Corte C9+ (Un-500)											
Caudal Fundo ton/ d	295,31	Kg/s	3,42	c heptano[kJ/(kg.K)]	2,22			h C9+ (kJ/kg)	10,16	H_C9+ (kJ/s)	34,73
NÃO AROMÁTICOS	0,84	% m	0,84	c o-xileno[kJ/(kg.K)]	1,77						
o-Xileno	0,13	% m	0,13	c C9arom[kJ/(kg.K)]	1,78			h na(kJ/kg)	12,41		
C9 AROMÁTICO	100,69	% m	100,69					h heptano(kJ/kg)	12,41		
Temperatura Out E-0118 (°C)	22,02	K	295,17	y_na (%)	0,01			h o-xileno(kJ/kg)	9,92		
fornalha	197,00			y_o-xileno (%)	0,00			h C9arom(kJ/kg)	9,97		
		T_med	292,36	y_C9arom (%)	1,01						
Fumos I10101											
O2	3,47									H_fumos	2914,56
Tfumos	321,99	K	595,14								

Tabela B.2.3. Potências energéticas de saída da Unidade 0100 da corrente de C8's (Costa, 2012).

Corte C8's saída											
C8's Un-0400	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]
n-heptano	469,9	362,655	2,507384768	0,03		0,87		226,29	5,29	55,9005	1461,83931
etilbenzeno	516,5	362,655	2,124702455	0,14		0,84		252,85		234,762	
p-xileno	520,3	362,655	1,998552094	0,18		0,84		256,44		281,575	
m-xileno	518,9	362,655	1,830867387	0,41		0,84		259,25		585,164	
o-xileno	526,6	362,655	1,895279601	0,21		0,84		263,96		304,437	
C8's armazen.	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]
n-heptano	469,9	290,52	2,280100549	0,03		0,87		226,29	0,53	0,06606	1,770372283
etilbenzeno	516,5	290,52	2,002280403	0,14		0,84		252,85		0,28749	
p-xileno	520,3	290,52	1,845641589	0,18		0,84		256,44		0,3379	
m-xileno	518,9	290,52	1,708445335	0,41		0,84		259,25		0,70955	
o-xileno	526,6	290,52	1,769604505	0,21		0,84		263,96		0,36937	

B.3 Potências energéticas relativas a perdas (Costa, 2012)

Tabela B.3.1. Potências energéticas de entrada nos permutadores E-0101 e E-0109.

Entrada											
E-0101 Reformado	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/kg.K]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/kg.K]	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]
n-pentano	393,80	294,18	2,25	0,16			0,84	267,94	22,30	3,35	395,68
n-hexano	447,30	294,18	2,22	0,08			0,88	225,20			
n-heptano	435,10	294,18	2,22	0,08			0,81	264,50			
benzeno	485,10	294,18	1,76	0,06			0,86	268,96			
tolueno	469,90	294,18	1,70	0,21			0,79	295,79			
etilbenzeno	516,50	294,18	2,01	0,04			0,84	252,85			
p-xileno	520,30	294,18	1,85	0,05			0,84	256,44			
m-xileno	518,90	294,18	1,71	0,10			0,84	259,25			
o-xileno	526,20	294,18	1,78	0,05			0,83	264,34			
n-propilbenzeno	544,80	294,18	1,79	0,13			0,85	224,41			
butilbenzeno	573,50	294,18	1,84	0,03			0,87	193,71			
undecano	584,70	294,18	1,85	0,01			0,92	169,93			
E-0109 Reformado	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/kg.K]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/kg.K]	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]
n-pentano	393,80	298,37	2,27	0,16			0,84	267,94	22,30	6,43	759,48
n-hexano	447,30	298,37	2,24	0,08			0,88	225,20			
n-heptano	435,10	298,37	2,24	0,08			0,81	264,50			
benzeno	485,10	298,37	1,77	0,06			0,86	268,96			
tolueno	469,90	298,37	1,71	0,21			0,79	295,79			
etilbenzeno	516,50	298,37	2,01	0,04			0,84	252,85			
p-xileno	520,30	298,37	1,86	0,05			0,84	256,44			
m-xileno	518,90	298,37	1,72	0,10			0,84	259,25			
o-xileno	526,20	298,37	1,78	0,05			0,83	264,34			
n-propilbenzeno	544,80	298,37	1,79	0,13			0,85	224,41			
butilbenzeno	573,50	298,37	1,85	0,03			0,87	193,71			
undecano	584,70	298,37	1,86	0,01			0,92	169,93			
E-0109 C9's	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido	Calores específicos líquido	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]
propilbenzeno	575,10	432,34	2,08	1,00	545,53	1,31	0,90	192,21	3,41	2030,90	2030,90
E-0101 C8's	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido	Calores específicos líquido	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]
n-heptano	469,30	353,35	2,43	0,03			0,87	227,04	5,63	50,34	1343,45
etilbenzeno	515,80	353,35	2,11	0,14			0,84	253,54			
p-xileno	519,60	353,35	1,98	0,18			0,84	257,12			
m-xileno	518,30	353,35	1,81	0,41			0,84	259,84			
o-xileno	525,50	353,35	1,86	0,21			0,83	265,01			

Tabela B.3.2. Potências energéticas de saída dos permutadores E-0101 e E-0109; Potências relativas a perdas nos permutadores.

Saída												Δ Entalpia
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Fracções mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]	
E-0101 Reformado												
n-pentano	393,80	298,37	2,27	0,16			0,84	267,94	22,30	6,43	759,48	363,80
n-hexano	447,30	298,37	2,24	0,08			0,86	225,20		3,17		
n-heptano	435,10	298,37	2,24	0,08			0,81	264,50		3,17		
benzeno	485,10	298,37	1,77	0,06			0,86	268,96		1,97		
tolueno	469,90	298,37	1,71	0,21			0,79	295,79		6,23		
etilbenzeno	516,50	298,37	2,01	0,04			0,84	252,85		1,35		
p-xileno	520,30	298,37	1,86	0,05			0,84	256,44		1,56		
m-xileno	518,90	298,37	1,72	0,10			0,84	259,25		3,03		
o-xileno	526,20	298,37	1,78	0,05			0,83	264,34		1,68		
n-propilbenzeno	544,80	298,37	1,79	0,13			0,85	224,41		4,14		
butilbenzeno	573,50	298,37	1,85	0,03			0,87	193,71		0,93		
undecano	584,70	298,37	1,86	0,01			0,92	169,93		0,39		
E-0109 Reformado												
n-pentano	393,80	316,05	2,34	0,16			0,84	267,94	22,30	19,97	2335,10	1575,61
n-hexano	447,30	316,05	2,29	0,08			0,88	225,20		9,78		
n-heptano	435,10	316,05	2,29	0,08			0,81	264,50		9,78		
benzeno	485,10	316,05	1,80	0,06			0,86	268,96		6,08		
tolueno	469,90	316,05	1,74	0,21			0,79	295,79		19,09		
etilbenzeno	516,50	316,05	2,04	0,04			0,84	252,85		4,13		
p-xileno	520,30	316,05	1,90	0,05			0,84	256,44		4,79		
m-xileno	518,90	316,05	1,75	0,10			0,84	259,25		9,26		
o-xileno	526,20	316,05	1,81	0,05			0,83	264,34		5,13		
n-propilbenzeno	544,80	316,05	1,82	0,13			0,85	224,41		12,66		
butilbenzeno	573,50	316,05	1,88	0,03			0,87	193,71		2,85		
undecano	584,70	316,05	1,89	0,01			0,92	169,93		1,18		
E-0109 C9's												
propilbenzeno	575,10	300,50	1,80	1,00	545,59	1,31	0,90	192,21	3,41	133,92	133,92	-1896,98
E-0101 C8's												
	469,30	333,11	2,35	0,03			0,87	227,04	5,63	33,20	896,64	-444,81
	515,80	333,11	2,07	0,14			0,84	253,54		145,03		
	519,60	333,11	1,94	0,18			0,84	257,12		172,89		
	518,30	333,11	1,78	0,41			0,84	259,84		360,01		
	525,50	333,11	1,84	0,21			0,83	265,01		187,51		
Perdas permutadores [kJ/kg.K]												402,38

Tabela B.3.3. Potências energéticas de entrada nos condensadores E-0103, E-0118, E-0119 e E-0120.

Entrada											
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido	Calores específicos líquido	Fracções mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor	Temperatura reduzida [K]	Entalpias de vaporização	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]
E-0119 C8's											
n-heptano	469,90	333,11	2,35	0,03			0,87	226,29	0,51	3,03	81,90
etilbenzeno	516,50	333,11	2,07	0,14			0,84	252,85		13,22	
p-xileno	520,30	333,11	1,94	0,18			0,84	256,44		15,76	
m-xileno	518,90	333,11	1,78	0,41			0,84	259,25		32,81	
o-xileno	526,60	333,11	1,84	0,21			0,84	263,96		17,09	
E-0120 C8's											
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido	Calores específicos líquido	Fracções mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor	Temperatura reduzida [K]	Entalpias de vaporização	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]
n-heptano	494,50	361,36	2,47	0,03			0,92	191,47	8,82E-04	9,01E-03	0,24
etilbenzeno	543,70	361,36	2,12	0,14			0,88	223,49		3,84E-02	
p-xileno	545,80	361,36	2,00	0,18			0,89	229,05		4,61E-02	
m-xileno	553,60	361,36	1,83	0,41			0,90	220,36		9,57E-02	
o-xileno	547,50	361,36	1,89	0,21			0,87	242,49		4,98E-02	
E-0103 C5's											
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido	Calores específicos líquido	Fracções mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor	Temperatura reduzida [K]	Entalpias de vaporização	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]
n-pentano	347,90	301,44	2,28	1,00	466,46	2,40	0,64	334,35	1,86	100,55	100,55
E-0118 C9's											
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido	Calores específicos líquido	Fracções mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor	Temperatura reduzida [K]	Entalpias de vaporização	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]
propilbenzeno	575,10	300,10	1,80	1,00			0,90	192,21	3,41	128,92	128,92

Tabela B.3.4. Potências energéticas de saída nos condensadores E-0103, E-0118, E-0119 e E-0120.

Saída											Δ Entalpia	
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]	
E-0119 C8's												
n-heptano	469,90	290,51	2,21	0,03			0,87	226,29	0,51	0,06	1,68	-80,22
etilbenzeno	516,50	290,51	2,00	0,14			0,84	252,85		0,27		
p-xileno	520,30	290,51	1,85	0,18			0,84	256,44		0,32		
m-xileno	518,90	290,51	1,71	0,41			0,84	259,25		0,67		
o-xileno	526,60	290,51	1,77	0,21			0,84	263,96		0,35		
E-0120 C8's												
n-heptano	371,55	289,62	2,21	0,03			0,69	317,76	8,82E-04	5,00E-06	0,00	-0,24
etilbenzeno	409,35	289,62	2,00	0,14			0,66	335,92		2,24E-05		
p-xileno	411,52	289,62	1,84	0,18			0,67	338,33		2,63E-05		
m-xileno	412,27	289,62	1,71	0,41			0,67	340,98		5,53E-05		
o-xileno	417,65	289,62	1,77	0,21			0,66	346,02		2,88E-05		
E-0103 C5's												
n-pentano	347,90	293,39	2,25	1,00	466,46	2,40	0,64	334,35	1,86	31,92	31,92	-68,64
E-0118 C9's												
propilbenzeno	575,10	292,22	1,78	1,00			0,90	192,21	3,41	32,13	32,13	-96,80
											Perdas condensadores [kJ/kg.K]	245,89

Tabela B.3.5. Potências energéticas de entrada nos aeroarrefecedores E-0105, E-0111, E-0112 e E-0115 A/B.

Entrada											
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido	Calores específicos líquido	Fracções mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]
E-0105 C5's											
n-pentano	347,90	313,57	2,33	1,00	466,46	2,40	0,64	334,35	5,98	668,65	668,65
E-0111 BT											
n-hexano	419,80	322,19	2,31	0,46			0,83	260,75	11,26	781,40	1474,50
benzeno	431,60	322,19	1,82	0,13			0,77	327,56		167,43	
tolueno	468,30	322,19	1,75	0,41			0,79	297,28		525,67	
E-0112 BT											
n-hexano	348,40	318,99	2,30	0,46	355,72	1,92	0,69	328,86	32,24	7307,94	11118,31
benzeno	359,70	324,64	1,82	0,13	361,37	1,32	0,64	388,71		2107,37	
tolueno	390,70	326,31	1,76	0,41			0,66	358,82		1703,00	
E-0115 A C8's											
n-heptano	403,50	346,54	2,40	0,03	439,56	2,29	0,75	292,89	23,88	503,99	15684,10
etilbenzeno	443,90	366,74	2,13	0,14	459,76	1,25	0,72	312,82		2327,91	
p-xileno	446,80	368,19	2,01	0,18	461,21	1,79	0,73	315,72		2975,72	
m-xileno	446,70	368,14	1,84	0,41	461,16	1,79	0,72	318,37		6514,75	
o-xileno	452,70	371,14	1,91	0,21	464,16	1,84	0,72	323,30		3361,73	
E-0115 A C8's											
n-heptano	403,50	346,54	2,40	0,03	346,54	1,87	0,75	292,89	5,72	110,12	3562,69
etilbenzeno	443,90	366,74	2,13	0,14	366,74	1,25	0,72	312,82		538,90	
p-xileno	446,80	368,19	2,01	0,18	368,19	1,46	0,73	315,72		675,10	
m-xileno	446,70	368,14	1,84	0,41	368,14	1,47	0,72	318,37		1474,87	
o-xileno	452,70	371,14	1,91	0,21	371,14	1,52	0,72	323,30		763,70	

Tabela B.3.6. Potências energéticas de saída nos aeroarrefecedores E-0105, E-0111, E-0112 e E-0115 A/B; Potência relativa a perdas nos aeroarrefecedores.

Saída												Δ Entalpia
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Fracções mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total [kJ/s]	
E-0103 C5's												
n-pentano	347,90	303,21	2,29	1,00	466,46	2,40	0,64	334,35	5,98	373,24	373,24	-295,41
E-0111 BT												
n-hexano	419,80	313,45	2,28	0,46			0,83	260,75	11,26	584,72	1067,23	-407,27
benzeno	431,60	313,45	1,80	0,13			0,77	327,56		121,26		
tolueno	468,30	313,45	1,74	0,41			0,79	297,28		381,26		
E-0112 BT												
n-hexano	348,40	318,39	2,30	0,46	351,60	1,90	0,69	328,86	32,24	7072,10	9057,40	-2060,90
benzeno	359,70	322,19	1,82	0,13			0,64	388,71		479,59		
tolueno	390,70	322,19	1,75	0,41			0,66	358,82		1505,70		
E-0115 A C8's												
n-heptano	403,50	346,54	2,40	0,03	410,31	2,30	0,75	292,89	23,88	412,00	5901,48	-9782,62
etilbenzeno	443,90	353,35	2,11	0,14			0,72	312,82		917,63		
p-xileno	446,80	353,35	1,98	0,18			0,73	315,72		1098,74		
m-xileno	446,70	353,35	1,81	0,41			0,72	318,37		2284,19		
o-xileno	452,70	353,35	1,88	0,21			0,72	323,30		1188,93		
E-0115 A C8's												
n-heptano	403,50	346,54	2,40	0,03	410,31	2,16	0,75	292,89	5,72	98,38	1413,43	-2149,26
etilbenzeno	443,90	353,35	2,11	0,14			0,72	312,82		219,82		
p-xileno	446,80	353,35	1,98	0,18			0,73	315,72		263,21		
m-xileno	446,70	353,35	1,81	0,41			0,72	318,37		547,20		
o-xileno	452,70	353,35	1,88	0,21			0,72	323,30		284,82		
Perdas aero-arrefecedores [kJ/kg.K]											14635,47	

Tabela B.3.7. Perdas energéticas por condução e convecção nas colunas de destilação (Costa, 2012).

Convecção e radiação nas colunas															
Colunas	Diâmetro médio (m)	Altura (m)	ReD	C	n	T parede	T filme	Pr	NuD	λ (W/(m K))	α (W/(m ² K))	Q conv (W)	Q conv (kW)	Q rad (W)	Q rad (kW)
T-0101	2,135	39,7	786746,627	0,0266	0,805	40	28,7142857	0,71218	586,70649	0,026274	7,220199676	44747,51595	44,7475159	33091,50557	33,0915055
T-0102	3,8	39,8	509478,761	0,0266	0,805	40	28,2142857	0,71218	933,21432	0,026274	6,452440275	72264,73908	72,2647391	59799,73349	59,7997335
T-0103	3,9	70,13	522886,1	0,0266	0,805	60	38,2142857	0,71118	952,487303	0,026974	6,587792949	246638,0392	246,638039	221210,2219	221,210222
												Total Q conv (kW)	363,650294	Total Q rad (kW)	314,101461

B.4 Potências energéticas dos equipamentos não contabilizados totalmente (Costa, 2012)

Tabela B.4.1. Potências energéticas de entrada e saída no permutador E-0110 da corrente de C8's.

Entrada												Δ Entalpia
E-0110 C8's	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido	Calores específicos líquido	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor	Temperatura reduzida [K]	Entalpias de vaporização	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]	
n-heptano	490,90	361,36	2,47	0,03			0,91	197,19	8,93	10,22	2419,87	
etilbenzeno	539,70	361,36	2,12	0,14			0,87	228,19		43,56		
p-xileno	543,50	361,36	2,00	0,18			0,88	231,75		52,23		
m-xileno	541,90	361,36	1,83	0,41			0,88	234,70		108,56		
o-xileno	549,60	361,36	1,89	0,21			0,87	240,16		56,48		
Saída												
E-0110 C8's	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido	Calores específicos líquido	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]	
n-heptano	490,90	353,84	2,43	0,03			0,91	197,19	8,93	9,02	2149,18	-270,70
etilbenzeno	539,70	353,84	2,11	0,14			0,87	228,19		38,73		
p-xileno	543,50	353,84	1,98	0,18			0,88	231,75		46,38		
m-xileno	541,90	353,84	1,81	0,41			0,88	234,70		96,42		
o-xileno	549,60	353,84	1,88	0,21			0,87	240,16		50,18		

Tabela B.4.2. Potências energéticas de entrada e saída nos revaporizadores E-0104 e E-0107 A/B da corrente de C8's.

Entrada												
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]	
E-0104 C8's												
n-heptano	432,50	361,04	2,47	0,03	454,06	2,35	0,80	267,02	1,67	34,77	682,07	
etilbenzeno	475,50	382,54	2,17	0,14	475,56	1,25	0,77	289,08		165,42		
p-xileno	478,90	382,60	2,04	0,18			0,78	292,38		115,91		
m-xileno	478,20	382,60	1,87	0,41			0,77	295,02		240,84		
o-xileno	484,80	382,60	1,94	0,21			0,77	299,90		125,13		
E-0107 A/B C8's												
n-heptano	432,50	361,04	2,47	0,03	454,06	2,35	0,80	267,02	4,04	84,09	1649,57	
etilbenzeno	475,50	382,54	2,17	0,14	475,56	1,25	0,77	289,08		400,07		
p-xileno	478,90	382,60	2,04	0,18			0,78	292,38		280,32		
m-xileno	478,20	382,60	1,87	0,41			0,77	295,02		582,46		
o-xileno	484,80	382,60	1,94	0,21			0,77	299,90		302,63		
Saída												Δ Entalpia
E-0104 C8's												
n-heptano	432,50	361,04	2,47	0,03	444,91	2,31	0,80	267,02	1,67	32,65	548,80	-133,28
etilbenzeno	475,50	373,45	2,15	0,14			0,77	289,08		86,08		
p-xileno	478,90	373,45	2,02	0,18			0,78	292,38		103,43		
m-xileno	478,20	373,45	1,85	0,41			0,77	295,02		214,90		
o-xileno	484,80	373,45	1,92	0,21			0,77	299,90		111,73		
E-0107 A/B C8's												
n-heptano	432,50	361,04	2,47	0,03	444,91	2,31	0,80	267,02	4,04	78,97	1327,25	-322,33
etilbenzeno	475,50	373,45	2,15	0,14			0,77	289,08		208,18		
p-xileno	478,90	373,45	2,02	0,18			0,78	292,38		250,14		
m-xileno	478,20	373,45	1,85	0,41			0,77	295,02		519,74		
o-xileno	484,80	373,45	1,92	0,21			0,77	299,90		270,22		

B.5 Potência energética fornecida à corrente de C9's pela fornalha H-0101 (Costa, 2012)

Tabela B.5.1. Potências de entrada e saída na fornalha H-0101 da corrente de C9's.

Entrada												
C9's H-0101	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido	Calores específicos líquido	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor	Temperatura reduzida [K]	Entalpias de vaporização	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]	
propilbenzeno	546,20	417,89	2,04	1,00	531,13	1,25	0,86	223,07	76,31	523,76	39966,18	
Saída												
C9's H-0101	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido	Calores específicos líquido	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor	Temperatura reduzida [K]	Entalpias de vaporização	Caudal [kg/s]	Entalpia [kJ/s]	Entalpia total[kJ/s]	Δ Entalpia
propilbenzeno	517,00	403,29	2,00	1,00	517,92	1,18	0,81	248,75	76,31	706,07	53877,60	13911,43

B.6 Potência energética fornecida à Unidade 0100 pelo vapor de média pressão (Costa, 2012)

Tabela B.6.1. Potência energética fornecida pelo vapor de média pressão.

Vapor média pressão							
	Entalpia entrada [kJ/kg]	Entalpia saída [kJ/kg]	Entalpia de vaporização [kJ/kg]	Caudal [kg/s]	Entalpia entrada [kJ/s]	Entalpia saída [kJ/s]	Δ Entalpia [kJ/s]
E-0102	2972,00	627,10	2344,90	1,04	8424,55	1683,21	6741,33
E-0108	2972,00	688,80	2283,20	1,50			
H-0101	2972,00			0,30			

Anexo C. Balanço exergético

C.1 Potências exergéticas introduzidas na Unidade 0100 (Costa, 2012)

Tabela C.1.1. Potências exergéticas introduzidas na Unidade 0100 (Costa, 2012).

Entrada																			
Reformado (SC-0101)	MÉDIA	MÉDIA (S.I.)	Propriedades			Transformação frações mássicas para molares						Energias Físicas			Íncs químicas específicas		Energia total		
Caudal Total (ton/d)	1929,83	Kg/s	22,30	c_n-pentano (kJ/(kg.K))	2,25	u_na (%)	0,32	n_n-pentano (kg/s)	3,60	pentano (m	0,05	n_n-pentano (%)	0,21	Enf n-pentano (kJ/kg)	0,28			EXref (kJ/s)	5,40
NÃO AROMÁTICOS	32,25	%m	32,25	c_hexano (kJ/(kg.K))	2,22	u_n-pentano (%)	0,16	m_hexano (kg/s)	1,80	hexano (mol	0,02	n_hexano (%)	0,09	Enf hexano (kJ/kg)	0,28				
BENZENO	6,36	%m	6,36	c_heptano (kJ/(kg.K))	2,23	u_hexano (%)	0,08	m_heptano (kg/s)	1,80	heptano (mo	0,02	n_heptano (%)	0,08	Enf heptano (kJ/kg)	0,29				
TOLUENO	20,72	%m	20,72	c_benzeno (kJ/(kg.K))	1,76	u_heptano (%)	0,08	m_benzeno (kg/s)	1,42	benzeno (mo	0,02	n_benzeno (%)	0,08	Enf benzeno (kJ/kg)	0,22				
ETILBENZENO	3,82	%m	3,82	c_tolueno (kJ/(kg.K))	1,70	u_benzeno (%)	0,06	m_tolueno (kg/s)	4,62	tolueno (mo	0,05	n_tolueno (%)	0,21	Enf tolueno (kJ/kg)	0,21				
p-Xileno	4,76	%m	4,76	c_etilbenzeno (kJ/(kg.K))	2,01	u_tolueno (%)	0,21	m_etilbenzeno (kg/s)	0,85	etilbenzeno (m	0,01	n_etilbenzeno (%)	0,03	Enf etilbenzeno (kJ/kg)	0,25				
m-Xileno	10,00	%m	10,00	c_p-sileno (kJ/(kg.K))	1,85	u_etilbenzeno (%)	0,04	m_p-sileno (kg/s)	1,06	p-sileno (mo	0,01	n_p-sileno (%)	0,04	Enf p-sileno (kJ/kg)	0,23				
o-Xileno	5,35	%m	5,35	c_m-sileno (kJ/(kg.K))	1,71	u_p-sileno (%)	0,05	m_m-sileno (kg/s)	2,23	m-sileno (mo	0,02	n_m-sileno (%)	0,09	Enf m-sileno (kJ/kg)	0,21				
C8 AROMÁTICO	23,92	%m		c_o-sileno (kJ/(kg.K))	1,78	u_o-sileno (%)	0,10	m_o-sileno (kg/s)	1,19	o-sileno (mo	0,01	n_o-sileno (%)	0,05	Enf o-sileno (kJ/kg)	0,22				
C9 AROMÁTICO	13,13	%m	13,13	c_C8arom (kJ/(kg.K))	1,79	u_C8arom (%)	0,05	m_C8arom (kg/s)	2,93	C8arom (mo	0,02	n_C8arom (%)	0,10	Enf C8 (kJ/kg)	0,22				
C10 AROMÁTICO	2,87	%m	2,87	c_C10arom (kJ/(kg.K))	1,84	u_C10arom (%)	0,13	m_C10arom (kg/s)	0,64	C10arom (mc	0,00	n_C10arom (%)	0,02	Enf C10arom (kJ/kg)	0,23				
C11 +	1,18	%m	1,18	c_C11 (kJ/(kg.K))	1,85	u_C10arom (%)	0,03	m_C11 (kg/s)	0,26	n_C11 (mol/s)	0,00	n_C11 (%)	0,01	Enf C11 (kJ/kg)	0,23				
C9 +	17,18	%m				u_C11 (%)	0,01						1,00						
Temperatura Reformado /# E-0101	25,03	K	298,18	T_med	293,88		1,00			n_ref (mol/s)	0,24			Enf Reformado (kJ/kg)	0,24				
Fuel Gas																			
Pressão Importação (bar(g))	3,83	kPa	383,48	β fg	1,09	propano	Yc	0,82	Yh	0,18	YCH4	0,56				ex0q_fg (kJ/kg)	54639,50	EX_fg	12031,03
Temperatura (°C)	18,70	K	291,85			metano	Yc	0,75	Yh	0,25	YC3H8	0,19							
Poder Calorífico (kcal/kg)	11993,77	kJ/kg	50215,53			butano	Yc	0,83	Yh	0,17	YC4H10	0,25							
Caudal H0101 (ton/d)	19,02	Kg/s	0,22			FG	Yc	0,782610402	Yh	0,2173896									
Fuel Óleo																			
Poder Calorífico (kcal/kg)	9636,56	kJ/kg	40346,37	β fo	1,07											ex0q_fo (kJ/kg)	43194,59	EX_fo	6773,39
Caudal H0101 (ton/d)	13,56	Kg/s	0,16																
Vapor Média Pressão																			
Caudal E-0102 (ton/d)	90,01																	EX_vmp	2483,81
Caudal E-0108 (ton/d)	123,44																		
Caudal U0100 (ton/d)	244,31	Kg/s	2,83																
Electricidade																			
Subestação R1 (MWh/d)	60,18	kJ/s	2507,63															EX_elec	4473,67
Substação R2 (MWh/d)	47,18	kJ/s	1966,04																

C.2 Potências exergéticas úteis extraídas da Unidade 0100

Tabela C.2.1. Potências exergéticas úteis retiradas da Unidade 0100 (Costa, 2012).

Output's																			
Coluna	MÉDIA (S.I.)	Propriedades	Transformação fraccões mássicas para molares						Energias Físicas		Energias químicas	Energia total							
Coluna T-0101																			
Topo (Sc-0102) -> Corte C5's(n-pentano)																			
Caudal Total (ton/d)	120,41	kg/s	0,00	c n-pentano[kJ/(kg.K)]	2,28	y na (%)	0,00	m n-pentano (kg/s)	0,00	n n-pentano (n)	0,00	n n-pentano (%)	0,00	Exf n-pentano(kJ/kg)	0,00	Exf n-pentano(kJ/s)	0,00	EX Corte C5's (kJ/s)	0,00
NÃO AROMÁTICOS (n-pentano)	99,71	% m	0,00																
Caudal Re Fluxo (ton/d)	328,28	kg/s	4,10																
Caudal Lodo no Leve (ton/d)	162,04	kg/s	1,98																
Pressão D-0101	2,17	K																	
Temperatura Out. E-0105 (K)	21,08	K	297,25	T_med	297,43														
Coluna T-0102																			
Topo (Sc-0103) -> Corte BT(C6/C7)																			
Caudal Total (ton/d)	2841,09	kg/s	22,68	c hexano[kJ/(kg.K)]	2,28	y_hexano (%)	0,00	m_hexano (kg/s)	0,21	n_hexano (n)	0,00	n_hexano (%)	0,00	Exf hexano(kJ/kg)	0,21	Exf hexano(kJ/s)	0,21	EX ref (kJ/s)	78,67
NÃO AROMÁTICOS (hexano)	46,05	% m	40,00	c benzeno[kJ/(kg.K)]	1,80	y_benzeno (%)	0,00	m_benzeno (kg/s)	1,52	n_benzeno (n)	0,00	n_benzeno (%)	0,00	Exf benzeno(kJ/kg)	0,00	Exf benzeno(kJ/s)	0,00		
BENZENO	12,55	% m	12,00	c tolueno[kJ/(kg.K)]	2,71	y_tolueno (%)	0,00	m_tolueno (kg/s)	0,60	n_tolueno (n)	0,00	n_tolueno (%)	0,00	Exf tolueno(kJ/kg)	0,27	Exf tolueno(kJ/s)	0,27		
TOLUENO	40,88	% m	40,00																
Caudal Corte BT (ton/d)	977,51	kg/s	11,81																
Pressão Topo D-0102 (kg/cm2)	200,03	kPa	2920,60																
Temperatura Out. E-0111 (K)	64,21	K	327,32	T_med	327,47					M ref (g/mol)	87,37								
Coluna T-0103																			
Topo (Sc-0110) -> Corte C8's aromáticos (Un-400 e Arm.)																			
Caudal Total (ton/d)	2841,09	kg/s	22,68																
NÃO AROMÁTICOS (n-pentano)	56 m	% m	2,60																
PTI (n-pentano)	56 m	% m	2,60																
p-Xileno	56 m	% m	2,60																
m-Xileno	56 m	% m	2,60																
o-Xileno	56 m	% m	2,60																
C8 AROMÁTICO	56 m	% m	2,60																
Pressão Topo (kg/cm2)	PIC0140_PV		1,60																
Caudal Out U400 (ton/d)	HJ0120	kg/s	482,70																
Temperatura Entrada (K)	TJ0110	K	482,70																
Caudal C8's Salda (ton/d)	HJ0118	kg/s	482,70																
Temperatura Entrada (K)	TJ0117	K	482,70																
Temperatura Entrada (K)	TJ0116	K	482,70																
Caudal C8's Armazenagem (ton/d)	FQ0119	kg/s	482,70																
Temperatura Entrada (K)	TJ0115	K	297,47	T_med	297,58														
Fundo (Sc-0106) -> Corte C9+ (Un-500)																			
Caudal Final (ton/d)	295,51	kg/s	2,42	c heptano[kJ/(kg.K)]	2,28	y_heptano (%)	0,00	m_heptano (kg/s)	0,00	n_heptano (n)	0,00	n_heptano (%)	0,00	Exf heptano(kJ/kg)	0,00	Exf heptano(kJ/s)	0,00	EX Corte C9 (kJ/s)	0,00
NÃO AROMÁTICOS (heptano)	0,21	% m	0,00	c o xileno[kJ/(kg.K)]	1,77	y_o xileno (%)	0,00	m_o xileno (kg/s)	0,00	n_o xileno (n)	0,00	n_o xileno (%)	0,00	Exf o xileno(kJ/kg)	0,00	Exf o xileno(kJ/s)	0,00		
o-Xileno	0,13	% m	0,00	c C9arom[kJ/(kg.K)]	1,78	y_C9arom (%)	0,00	m_C9arom (kg/s)	0,00	n_C9arom (n)	0,00	n_C9arom (%)	0,00	Exf C9arom (isopropilbenzeno)	0,00	Exf C9arom (isopropilbenzeno)	0,00		
C9 AROMÁTICO (isopropilbenzeno)	100,89	% m	100,00																
Temperatura Out-C-0110 (K)	22,02	K	292,17	T_med	292,28														
										M ref (g/mol)	119,67								

Tabela C.2.2. Potência exérgicas de saída da Unidade 0100 na corrente de C8's.

Entrada												
C8's Un-0400	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Fracções mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total [kJ/s]
n-heptano	469,9	362,6548443	2,50738	0,03			0,87	226,29	0,48	5,29	69,78333188	278,3709873
etilbenzeno	516,5	362,6548443	2,1247	0,14			0,84	252,85	0,49		59,13285367	
p-xileno	520,3	362,6548443	1,99855	0,18			0,84	256,44	0,49		55,62194755	
m-xileno	518,9	362,6548443	1,83087	0,41			0,84	259,25	0,50		50,95509399	
o-xileno	526,6	362,6548443	1,89528	0,21			0,84	263,96	0,50		52,74775818	
C8's armazen.	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Fracções mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total [kJ/s]
n-heptano	469,9	290,52	2,2801	0,03			0,87	226,29	0,48	0,53	0,000403933	0,001542808
etilbenzeno	516,5	290,52	2,00228	0,14			0,84	252,85	0,49		0,001757991	
p-xileno	520,3	290,52	1,84564	0,18			0,84	256,44	0,49		0,002066268	
m-xileno	518,9	290,52	1,70845	0,41			0,84	259,25	0,50		0,004338935	
o-xileno	526,6	290,52	1,7696	0,21			0,84	263,96	0,50		0,002258719	

C.3 Irreversibilidades nos equipamentos (Costa, 2012)

Tabela C.3.1. Potências exergéticas de entrada nos permutadores E-0101 e E-0109.

Entrada												
E-0101 Reformado	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Fracções mássicas [%]	Temperatura s médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total[kJ/s]
n-pentano	393,80	294,18	2,25	0,16			0,84	267,94	0,68	22,30	1,16	6,18
n-hexano	447,30	294,18	2,22	0,08			0,88	225,20	0,50		0,57	
n-heptano	435,10	294,18	2,29	0,08			0,81	264,50	0,61		0,59	
benzeno	485,10	294,18	1,76	0,06			0,86	268,96	0,55		0,36	
tolueno	469,90	294,18	1,70	0,21			0,79	295,79	0,63		1,13	
etilbenzeno	516,50	294,18	2,01	0,04			0,84	252,65	0,49		0,24	
p-xileno	520,30	294,18	1,85	0,05			0,84	256,44	0,49		0,28	
m-xileno	518,90	294,18	1,71	0,10			0,84	259,25	0,50		0,55	
o-xileno	526,20	294,18	1,78	0,05			0,83	264,34	0,50		0,30	
n-propilbenzeno	544,80	294,18	1,79	0,13			0,85	224,41	0,41		0,75	
butilbenzeno	573,50	294,18	1,84	0,03			0,87	193,71	0,34		0,17	
undecano	584,70	294,18	1,85	0,01			0,92	169,93	0,29		0,07	
E-0109 Reformado	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Fracções mássicas [%]	Temperatura s médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total[kJ/s]
n-pentano	393,80	298,37	2,27	0,16			0,84	267,94	0,68	22,30	4,19	22,23
n-hexano	447,30	298,37	2,24	0,08			0,88	225,20	0,50		2,06	
n-heptano	435,10	298,37	2,30	0,08			0,81	264,50	0,61		2,12	
benzeno	485,10	298,37	1,77	0,06			0,86	268,96	0,55		1,29	
tolueno	469,90	298,37	1,71	0,21			0,79	295,79	0,63		4,06	
etilbenzeno	516,50	298,37	2,01	0,04			0,84	252,65	0,49		0,68	
p-xileno	520,30	298,37	1,86	0,05			0,84	256,44	0,49		1,01	
m-xileno	518,90	298,37	1,72	0,10			0,84	259,25	0,50		1,97	
o-xileno	526,20	298,37	1,78	0,05			0,83	264,34	0,50		1,09	
n-propilbenzeno	544,80	298,37	1,79	0,13			0,85	224,41	0,41		2,70	
butilbenzeno	573,50	298,37	1,85	0,03			0,87	193,71	0,34		0,61	
undecano	584,70	298,37	1,86	0,01			0,92	169,93	0,29		0,25	
E-0109 C9's	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Fracções mássicas [%]	Temperatura s médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total[kJ/s]
n-propilbenzeno	575,10	402,83	2,00	1,00	545,59	1,31	0,90	192,21	0,33	3,41	403,98	403,98
E-0101 C8's	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Fracções mássicas [%]	Temperatura s médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total[kJ/s]
n-heptano	469,30	353,35	2,47	0,03			0,87	227,04	0,48	5,63	8,77	230,40
etilbenzeno	515,60	353,35	2,11	0,14			0,84	253,54	0,49		37,05	
p-xileno	519,60	353,35	1,98	0,18			0,84	257,12	0,49		44,36	
m-xileno	518,30	353,35	1,81	0,41			0,84	259,84	0,50		92,22	
o-xileno	525,50	353,35	1,88	0,21			0,83	265,01	0,50		48,00	

Tabela C.3.2. Potências exergéticas de saída e irreversibilidades nos permutadores E-0101 e E-0109.

Saída													Δ Exergia
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Fracções mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/kg.K]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total[kJ/s]	
E-0101 Reformado													
n-pentano	393,80	298,37	2,27	0,16			0,84	267,94	0,68	22,30	4,19	22,23	16,05
n-hexano	447,30	298,37	2,24	0,08			0,88	225,20	0,50		2,06		
n-heptano	435,10	298,37	2,30	0,08			0,81	264,50	0,61		2,12		
benzeno	485,10	298,37	1,77	0,06			0,86	268,96	0,55		1,29		
tolueno	469,90	298,37	1,71	0,21			0,79	295,79	0,63		4,06		
etilbenzeno	516,50	298,37	2,01	0,04			0,84	252,85	0,49		0,88		
p-xileno	520,30	298,37	1,86	0,05			0,84	256,44	0,49		1,01		
m-xileno	518,90	298,37	1,72	0,10			0,84	259,25	0,50		1,97		
o-xileno	526,20	298,37	1,78	0,05			0,83	264,34	0,50		1,09		
n-propilbenzeno	544,80	298,37	1,79	0,13			0,85	224,41	0,41		2,70		
butilbenzeno	573,50	298,37	1,85	0,03			0,87	193,71	0,34		0,61		
undecano	584,70	298,37	1,86	0,01			0,92	169,93	0,29		0,25		
E-0109 Reformado													
n-pentano	393,80	316,05	2,34	0,16			0,84	267,94	0,68	22,30	36,36	58,95	36,72
n-hexano	447,30	316,05	2,29	0,08			0,88	225,20	0,50		4,23		
n-heptano	435,10	316,05	2,35	0,08			0,81	264,50	0,61		2,17		
benzeno	485,10	316,05	1,80	0,06			0,86	268,96	0,55		1,67		
tolueno	469,90	316,05	1,74	0,21			0,79	295,79	0,63		1,27		
etilbenzeno	516,50	316,05	2,04	0,04			0,84	252,85	0,49		4,85		
p-xileno	520,30	316,05	1,90	0,05			0,84	256,44	0,49		0,83		
m-xileno	518,90	316,05	1,75	0,10			0,84	259,25	0,50		0,95		
o-xileno	526,20	316,05	1,81	0,05			0,83	264,34	0,50		2,08		
n-propilbenzeno	544,80	316,05	1,82	0,13			0,85	224,41	0,41		1,12		
butilbenzeno	573,50	316,05	1,88	0,03			0,87	193,71	0,34		2,82		
undecano	469,05	316,05	1,89	0,01			0,73	270,08	0,58		0,62		
E-0109 C9's													
n-propilbenzeno	575,10	300,50	1,80	1,00			0,90	192,21	0,33	3,41	4,81	4,81	-399,17
E-0101 C8's													
n-heptano	469,30	333,11	2,40	0,03			0,87	227,04	0,48	5,63	4,28	113,02	-117,38
etilbenzeno	515,80	333,11	2,07	0,14			0,84	253,54	0,49		18,23		
p-xileno	519,60	333,11	1,94	0,18			0,84	257,12	0,49		21,73		
m-xileno	518,30	333,11	1,78	0,41			0,84	259,84	0,50		45,24		
o-xileno	525,50	333,11	1,84	0,21			0,83	265,01	0,50		23,56		
												I E-0101 [kJ/kg.K]	101,33
												I E-0109 [kJ/kg.K]	362,46

Tabela C.3.3. Potências exérgicas de entrada nos condensadores E-0103, E-0118, E-0119 e E-0120.

Entrada												
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total[kJ/s]
E-0119 C8's												
n-heptano	469,90	333,11	2,40	0,03			0,87	226,29	0,48	0,51	0,76	10,30
etilbenzeno	516,50	333,11	2,07	0,14			0,84	252,85	0,49		3,24	
p-xileno	520,30	333,11	1,94	0,18			0,84	256,44	0,49		3,86	
m-xileno	518,90	333,11	1,78	0,41			0,84	259,25	0,50		8,04	
o-xileno	526,60	333,11	1,84	0,21			0,84	263,96	0,50		4,19	
E-0120 C8's												
n-heptano	494,50	361,36	2,50	0,03			0,92	191,47	0,39	8,82E-04	1,95	0,04
etilbenzeno	543,70	361,36	2,12	0,14			0,88	223,49	0,41		8,18	
p-xileno	545,80	361,36	2,00	0,18			0,89	229,05	0,42		9,81	
m-xileno	553,60	361,36	1,83	0,41			0,90	220,36	0,40		20,39	
o-xileno	547,50	361,36	1,89	0,21			0,87	242,49	0,44		10,61	
E-0103												
n-pentano	347,90	301,44	2,28	1,00			0,64	334,35	0,96	1,86	3,91	3,91
E-0118												
n-propilbenzeno	575,10	300,10	1,80	1,00			0,90	192,21	0,33	3,41	4,47	4,47

Tabela C.3.4. Potências energéticas de saída e irreversibilidades nos condensadores E-0103, E-0118, E-0119 e E-0120.

Saída													Δ Exergia
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Energia Física [kJ/s]	Energia Física total[kJ/s]	
E-0119 C8's													
n-heptano	463,90	373,74	2,58	0,03			0,87	226,23	0,48	0,51	0,00	0,01	-10,30
etilbenzeno	516,50	373,45	2,15	0,14			0,84	252,85	0,49		0,00		
p-xileno	520,30	373,45	2,02	0,18			0,84	256,44	0,49		0,00		
m-xileno	518,90	373,45	1,85	0,41			0,84	259,25	0,50		0,00		
o-xileno	526,60	373,45	1,92	0,21			0,84	263,96	0,50		0,00		
E-0120 C8's													
n-heptano	494,50	289,62	2,28	0,03			0,92	191,47	0,39	8,82E-04	0,00	0,04	0,00
etilbenzeno	543,70	289,62	2,00	0,14			0,88	223,49	0,41		7,71		
p-xileno	545,80	289,62	1,84	0,18			0,89	229,05	0,42		9,06		
m-xileno	553,60	289,62	1,71	0,41			0,90	220,36	0,40		19,04		
o-xileno	547,50	289,62	1,77	0,21			0,87	242,49	0,44		9,91		
E-0103													
n-pentano	347,90	293,39	2,25	1,00	466,46	2,40	0,64	334,35	0,96	1,86	0,41	0,41	-3,49
E-0118													
n-propilbenzeno	575,10	292,22	1,78	1,00			0,90	192,21	0,33	3,41	0,29	0,29	-4,18
I condensadores [kJ/kg.K]												17,97	

Tabela C.3.5. Potências exergéticas de entrada nos aeroarrefecedores E-0105, E-0111, E-0112 e E-0115 A/B.

Entrada												
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Fracções mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total[kJ/s]
E-0105 C5's												
n-pentano	347,90	313,57	2,33	1,00			0,64	334,35	0,96	5,98	8,35	49,95
E-0111 BT												
n-hexano	419,80	322,19	2,31	0,46			0,83	260,75	0,62	11,26	6,81	144,70
benzeno	431,60	322,19	1,82	0,13			0,77	327,56	0,76		1,46	
tolueno	468,30	322,19	1,75	0,41			0,79	297,28	0,63		4,58	
E-0112 BT												
n-hexano	348,40	318,99	2,30	0,46	355,72	1,92	0,69	328,86	0,94	32,24	1081,75	1631,12
benzeno	359,70	324,64	1,82	0,13	361,37	1,32	0,64	388,71	1,08		364,12	
tolueno	390,70	326,31	1,76	0,41			0,66	358,82	0,92		185,25	
E-0115 A C8'S												
n-heptano	403,50	346,54	2,45	0,03	439,56	2,29	0,75	292,89	0,73	23,88	5,26	4462,76
etilbenzeno	443,90	366,74	2,13	0,14	459,76	1,25	0,72	312,82	0,70		26,99	
p-xileno	446,80	368,19	2,01	0,18	461,21	1,79	0,73	315,72	0,71		35,35	
m-xileno	446,70	368,14	1,84	0,41	461,16	1,79	0,72	318,37	0,71		78,35	
o-xileno	452,70	371,14	1,91	0,21	464,16	1,84	0,72	323,30	0,71		40,90	
E-0115 B C8'S												
n-heptano	403,50	346,54	2,45	0,03	346,54	1,87	0,75	292,89	0,73	5,72	4,59	995,78
etilbenzeno	443,90	366,74	2,13	0,14	366,74	1,25	0,72	312,82	0,70		25,75	
p-xileno	446,80	368,19	2,01	0,18	368,19	1,46	0,73	315,72	0,71		32,86	
m-xileno	446,70	368,14	1,84	0,41	368,14	1,47	0,72	318,37	0,71		72,69	
o-xileno	452,70	371,14	1,91	0,21	371,14	1,52	0,72	323,30	0,71		38,15	

Tabela C.3.6. Potências exérgicas de saída e irreversibilidades nos aeroarrefecedores E-0105, E-0111, E-0112 e E-0115 A/B.

Saída													Δ Exergia
	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/kg.K]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total[kJ/s]	
E-0105 C5's													
n-pentano	347,90	303,21	2,29	1,00			0,64	334,35	0,96	5,98	2,76	16,54	-33,40
E-0111 BT													
n-hexano	419,80	313,45	2,28	0,46			0,83	260,75	0,62	11,26	3,73	79,36	-65,34
benzeno	431,80	313,45	1,80	0,13			0,77	327,58	0,78		0,80		
tolueno	468,30	313,45	1,74	0,41			0,79	297,28	0,63		2,52		
E-0112 BT													
n-hexano	348,40	318,99	2,30	0,46	351,60	1,90	0,69	328,86	0,94	32,24	1036,23	1231,06	-400,06
benzeno	359,70	322,19	1,82	0,13			0,64	388,71	1,08		47,07		
tolueno	390,70	322,19	1,75	0,41			0,66	358,82	0,92		147,77		
E-0115 A C8'S													
n-heptano	403,50	346,54	2,45	0,03	410,31	2,30	0,75	292,89		23,88	9,98	1179,12	-3283,64
etilbenzeno	443,90	353,35	2,11	0,14			0,72	312,82			6,59		
p-xileno	446,80	353,35	1,98	0,18			0,73	315,72			7,88		
m-xileno	448,70	353,35	1,81	0,41			0,72	318,37			16,39		
o-xileno	452,70	353,35	1,88	0,21			0,72	323,30			8,53		
E-0115 B C8'S													
n-heptano	403,50	346,54	2,45	0,03	410,31	2,16	0,75	292,89	0,73	5,72	3,90	247,68	-748,10
etilbenzeno	443,90	353,35	2,11	0,14			0,72	312,82	0,70		6,59		
p-xileno	446,80	353,35	1,98	0,18			0,73	315,72	0,71		7,88		
m-xileno	448,70	353,35	1,81	0,41			0,72	318,37	0,71		16,39		
o-xileno	452,70	353,35	1,88	0,21			0,72	323,30	0,71		8,53		
I aero-arrefecedores [kJ/kg.K]												4530,55	

C.4 Potências exergéticas dos equipamentos não contabilizados totalmente

Tabela C.4.1. Potências exergéticas de entrada e saída no permutador E-0110 da corrente de C8's.

Entrada														
E-0110	T-	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Fracções mássicas [%]	Temperatura s médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total [kJ/s]	
0102														
n-heptano		490,90	361,36	2,50	0,03			0,91	197,19	0,40	8,93	1,95	454,81	
etilbenzeno		539,70	361,36	2,12	0,14			0,87	228,19	0,42		8,18		
p-xileno		543,50	361,36	2,00	0,18			0,88	231,75	0,43		9,81		
m-xileno		541,90	361,36	1,83	0,41			0,88	234,70	0,43		20,39		
o-xileno		549,60	361,36	1,89	0,21			0,87	240,16	0,44		10,61		
Saída														
E-0110	T-	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Fracções mássicas [%]	Temperatura s médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total [kJ/s]	Δ Exergia
0102														
n-heptano		490,90	353,84	2,47	0,03			0,91	197,19	0,40	8,93	1,58	370,79	-84,03
etilbenzeno		539,70	353,84	2,11	0,14			0,87	228,19	0,42		8,68		
p-xileno		543,50	353,84	1,98	0,18			0,88	231,75	0,43		8,00		
m-xileno		541,90	353,84	1,81	0,41			0,88	234,70	0,43		16,62		
o-xileno		549,60	353,84	1,88	0,21			0,87	240,16	0,44		8,65		

Tabela C.4.2. Potências exergéticas de entrada e saída nos revaporizadores E-0104 e E-0107 A/B da corrente de C8's.

Entrada												
E-0104 C8's	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/kg.K]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/kg.K]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Energia Física [kJ/s]	Energia Física total[kJ/s]
n-heptano	432,50	361,04	2,50	0,03	454,06	2,35	0,80	267,02	0,62	1,67	5,53	167,90
etilbenzeno	475,50	382,54	2,17	0,14	475,56	1,25	0,77	289,08	0,61		29,27	
p-xileno	478,90	382,60	2,04	0,18			0,78	292,38	0,61		15,78	
m-xileno	478,20	382,60	1,87	0,41			0,77	295,02	0,62		32,78	
o-xileno	484,80	382,60	1,94	0,21			0,77	299,90	0,62		17,03	
E-0107 A/B C8's	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/kg.K]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/kg.K]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Energia Física [kJ/s]	Energia Física total[kJ/s]
n-heptano	432,50	361,04	2,50	0,03	454,06	2,35	0,80	267,02	0,62	4,04	5,53	406,06
etilbenzeno	475,50	382,54	2,17	0,14	475,56	1,25	0,77	289,08	0,61		29,27	
p-xileno	478,90	382,60	2,04	0,18			0,78	292,38	0,61		15,78	
m-xileno	478,20	382,60	1,87	0,41			0,77	295,02	0,62		32,78	
o-xileno	484,80	382,60	1,94	0,21			0,77	299,90	0,62		17,03	
Saída												
E-0104 C8's	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/kg.K]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/kg.K]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Energia Física [kJ/s]	Energia Física total[kJ/s]
n-heptano	432,50	361,04	2,50	0,03	444,91	2,31	0,80	267,02	0,62	1,67	5,05	117,42
etilbenzeno	475,50	373,45	2,15	0,14			0,77	289,08	0,61		10,87	
p-xileno	478,90	373,45	2,02	0,18			0,78	292,38	0,61		13,06	
m-xileno	478,20	373,45	1,85	0,41			0,77	295,02	0,62		27,13	
o-xileno	484,80	373,45	1,92	0,21			0,77	299,90	0,62		14,11	
E-0107 A/B C8's	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/kg.K]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/kg.K]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Energia Física [kJ/s]	Energia Física total[kJ/s]
n-heptano	432,50	361,04	2,50	0,03	457,31	2,38	0,80	267,02	0,62	4,04	5,06	284,04
etilbenzeno	475,50	373,45	2,15	0,14			0,77	289,08	0,61		10,87	
p-xileno	478,90	373,45	2,02	0,18			0,78	292,38	0,61		13,06	
m-xileno	478,20	373,45	1,85	0,41			0,77	295,02	0,62		27,13	
o-xileno	484,80	373,45	1,92	0,21			0,77	299,90	0,62		14,11	

C.5 Potência exergética fornecida à corrente de C9's pela fornalha H-0101

Tabela C.5.1. Potências exergéticas de entrada e saída na fornalha H-0101 da corrente de C9's.

Entrada													
H-0101 C9's	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total[kJ/s]	
propilbenzeno	575,10	432,34	2,08	1,00	545,58	1,31	0,90	181,54	0,32	76,31	13807,45	13807,45	
Saída													
H-0101 C9's	Temperaturas de ebulição [K]	Temperaturas médias líquido [K]	Calores específicos líquido [kJ/kg.K]	Frações mássicas [%]	Temperaturas médias vapor	Calores específicos vapor [kJ/(kg.K)]	Temperatura reduzida (K)	Entalpias de vaporização [kJ/(kg.K)]	Entropia vaporização	Caudal [kg/s]	Exergia Física [kJ/s]	Exergia Física total[kJ/s]	Δ Exergia
propilbenzeno	575,10	432,34	2,08	1,00	546,97	1,32	0,90	181,54	0,32	76,31	18028,15	18028,15	

C.6 Potência exergética fornecida à Unidade pelo vapor de média pressão

Tabela C.6.1. Potência exergética fornecida pelo vapor de média pressão.

Vapor média pressão											
	Entalpia entrada [kJ/kg]	Entalpia saída [kJ/kg]	Entalpia de vaporização [kJ/kg]	Entropia entrada [kJ/K]	Entropia saída [kJ/K]	Entropia de vaporização [kJ/K]	Caudal [kg/s]	Exergia física [kJ/s]	Exergia entrada [kJ/s]	Exergia saída [kJ/s]	Δ Exergia [kJ/s]
E-0102	2972,00	627,10	2344,90	6,90	1,83	5,07	1,04	912,80	2760,68	276,87	2483,81
E-0108	2972,00	688,80	2283,20	6,90	1,97	4,93	1,50	1281,08			
H-0101	2972,00		2972,00	6,90		6,90	0,30	269,92			

Anexo D. Análise energética e exergética à fornalha H-0101

D.1 Balanço estequiométrico e real ao processo de combustão

Tabela D.1.1. Balanço estequiométrico e real ao processo de combustão na fornalha H-0101.

FO		FG				
	n		M _i	Y _i	Y _i M _i	
Y _C	0,85	X _{CH4}	16,04	0,80	12,83	0,56
Y _{H2}	0,15	X _{C3H8}	44,10	0,10	4,41	0,19
		X _{C4H10}	58,12	0,10	5,81	0,25

$$M = \frac{\sum Y_i M_i}{\sum Y_i}$$

1- Calcular		2 - Razão de caudais			3 - Composição mássica do combustível				3 - Equação de combustão estequiométrica em base molar			5 - Equação de combustão com excesso de ar em base molar	
Frações mássicas		mgf-caudal mássico do fuel gás	19,02	ton/dia	Y _{CH4} ·X _{gr}	CH4	0,3269245	M _{CH4}	16,0426	n _{CH4}	0,02038	n _{CH4}	0,02025
Y _{CH4}	0,56	mfo - caudal mássico do fuel óleo	13,56	ton/dia	Y _{C3H8} ·X _{gr}	C3H8	0,1109208	M _{C3H8}	44,0962	n _{C3H8}	0,00252	n _{C3H8}	0,00253
Y _{C3H8}	0,19	mft - caudal mássico total	0,377083333	kg/s	Y _{C4H10} ·X _{gr}	C4H10	0,1459484	M _{C4H10}	58,123	n _{C4H10}	0,00251	n _{C4H10}	0,00253
Y _{C4H10}	0,25	$X_{gr} = \frac{m_{gr}}{m_{gr} + m_{fo}}$	X _{gr}	0,583793738	Y _C ·X _{gr}	C	0,3537753	M _C	12,011	n _C	0,02945	n _C	0,02945
Y _C	0,85		X _{gr}	0,416206262	Y _O ·X _{gr}	H2	0,0624309	M _H	1,0079	n _{H2}	0,06194	n _{H2}	0,06194
Y _{H2}	0,15	$X_{fo} = \frac{m_{fo}}{m_{gr} + m_{fo}}$								n _O	0,13008	n _O	0,13008
										n1 CO2	0,06742	n1 CO2	0,06742
										n2 H2O	0,12532	n2 H2O	0,12532
										n3 N2	0,4891	n3 N2	0,59568
										n4 O2		n4 O2	0,02834
										θ (EE3)		θ (EE3)	0,2179
										n4		n4	0,02833
										XO2		XO2	0,03469

Temperaturas/caudais fumos	
T_med (T0 e T25)	293,86
T0	289,58
T_25°C	298,15
T_fumos	595,14
T_med (Tfumos/ref)	446,65
Razão_ac	21,84
caudal_prod (kg/s)	8,61
caudal_ar (kg/s)	8,23

D.2 Balanço energético e exergético à fornalha H-0101

Tabela D.2.1. Coeficientes para determinação dos calores específicos do combustível gasoso (Yaws, 1999).

Composto	Formula	Massa molar	C1	C2	C3	C4	C5
Methane	CH4	16,043	33300	79930	2086,9	41600	991,96
Propane	C3H8	44,097	51920	192450	1626,5	116800	723,6
Butane	C4H10	58,123	71340	243000	1630	150330	730,42

Tabela D.2.2. Energia e exergia de pré-aquecimento dos produtos de combustão.

Exergia e energia pré-aquecimento								
Composto	Moles	Frações molares	Massa molar	Frações mássicas [%]	Calores específicos [kJ/kg.K]	Const.gás ideal [kJ/kg.K]	Entalpia [kJ/s]	Exergia[kJ/s]
CH4	0,02	0,08	1,32	0,07	2,21	518,30	-2,34	-80,01
C3H8	0,00	0,01	0,45	0,02	1,65	188,60	-0,59	-9,87
C4H10	0,00	0,01	0,60	0,03	1,67	143,00	-0,79	-9,85
C	0,03	0,12	1,43	0,07	2,10		-2,40	0,04
H2	0,06	0,25	0,51	0,03			-44,23	-44,08
n0	0,13	0,53		0,78	0,82			
O2	0,03	0,11	3,54	0,18	1,00			
N2	0,10	0,42	11,66	0,60	1,07			
total	0,25	1,00	19,51				-50,35	-143,78

Tabela D.2.3. Entalpia do caudal de fumos proveniente da fornalha H-0101.

Energia fumos				
Composto	Frações mássicas [%]	Calores específicos [kJ/kg.K]	Caudal fumos [kg/s]	Entalpia fumos [kJ/s]
CO2	0,13	0,98		
H2O	0,10	1,92		
N2	0,73	1,05		
O2	0,04	0,96		
total	1,00	1,12	8,61	2914,56

Tabela D.2.4. Exergia do caudal de fumos proveniente da fornalha H-0101.

Exergia fumos									
Composto	Calores específicos [kJ/kg.K]	Ex. químicas padrão [kJ/kmol]	Moles	Frações molares [%]	Massa molar	Frações mássicas [%]	Exergias Físicas [kJ/kg]	Ex. químicas padrão corrigidas [kJ/kmol]	Exergia fumos [kJ/s]
CO2	0,98	20140,00	0,07	0,08	3,63	0,13	88,94	19561,00	2135,48
H2O	1,92	11710,00	0,13	0,15	2,77	0,10	174,64	11710,00	
N2	1,05	720,00	0,60	0,73	20,43	0,73	95,46	720,00	
O2	0,96	3970,00	0,03	0,03	1,11	0,04	87,33	3970,00	
Total			0,82		27,94	1,00	102,12	4074,76	

Tabela D.2.5. Balanço energético da fornalha H-0101.

Balanço energético da fornalha						
Entrada				Saída		
Entalpia F.O. [kJ/s]	Entalpia F.G. [kJ/s]	Entalpia Combustível [kJ/s]	Entalpia pré-aquecimento [kJ/s]	Entalpia fumos [kJ/s]	Entalpia C9's [kJ/s]	Entalpia perdas rad+conv [kJ/s]
6332,36	11056,92	17389,28	-64,08	2914,56	13911,43	499,22

Tabela D.2.6. Balanço exergético da fornalha H-0101.

Balanço exergético da fornalha						
Entrada				Saída		
Exergia F.O. [kJ/s]	Exergia F.G. [kJ/s]	Exergia Combustível [kJ/s]	Exergia pré-aquecimento [kJ/s]	Exergia fumos [kJ/s]	Exergia C9's [kJ/s]	Irreversibilidades [kJ/s]
6779,39	12031,03	18810,42	-157,46	2135,48	4220,70	12296,78

Anexo E. Dados fornecidos pelo programa *Aspen Hysys* da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0200, para os meses de Janeiro a Julho

Análise Exergética da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos

Temperatura Out E-0259 / In E-0260	TI0274	90,59	90,63	90,88	90,92	90,91	90,85	91,33	90,94	91,07	90,91	90,46	90,32	89,81	89,51	89,73	90,25	90,49	90,23	90,58	90,76	91,08	90,61	89,85	89,85	89,90	89,86	89,98	89,62
Temperatura Out E-0260 (°C)	TI0253	28,22	29,47	31,65	32,15	30,85	33,26	34,57	34,62	36,77	36,08	34,83	33,40	33,47	32,95	34,69	33,44	33,33	35,01	35,38	34,16	36,03	35,30	34,79	34,73	34,51	34,75	33,99	32,78
Caudal Refluxo (ton/h)	FIC0237_PV	10,32	10,44	10,38	10,50	10,24	10,12	10,31	10,39	10,25	10,59	10,50	10,25	10,27	10,38	10,02	10,15	10,45	10,50	10,31	10,46	10,45	10,38	10,23	10,06	10,59	10,77	10,78	10,34
Caudal Refluxo (ton/d)		247,61	250,59	249,18	251,97	245,85	242,90	247,40	249,34	245,94	254,12	251,90	246,08	246,47	249,11	240,54	243,50	250,89	251,99	247,48	251,04	250,71	249,16	245,43	241,55	254,10	258,56	258,66	248,17
Caudal Tolueno (ton/d)	FQd0239	323,64	364,60	382,83	388,92	346,90	417,18	495,34	478,87	501,73	508,33	513,01	493,09	507,14	517,58	509,63	509,21	500,83	502,62	497,01	484,31	488,81	505,18	526,15	513,29	501,88	513,98	513,43	501,37

T-0253																														
Pressão Topo D-0254 (kg/cm2)	PIC0205_PV	199,99	200,06	199,93	199,91	200,06	200,01	199,98	199,95	199,91	200,05	200,04	199,99	199,99	199,94	199,95	199,76	199,94	199,91	200,10	200,05	199,99	199,91	199,93	199,99	200,09	199,93	200,13	200,04	
Temperatura D-0254 (°C)	TI0276	73,45	74,10	75,65	75,46	74,80	74,47	76,55	78,50	78,51	76,00	74,36	70,23	66,41	71,60	74,24	74,92	74,51	75,05	75,78	76,53	74,98	70,25	69,38	70,60	70,12	70,85	63,77		
Nível Fundo (%)	LIC0270_PV	73,03	73,01	73,00	72,98	73,04	73,05	73,03	72,98	73,02	73,01	73,00	72,99	73,06	73,17	73,06	73,23	73,05	73,58	73,15	73,01	73,01	73,02	73,96	72,99	73,02	73,02	73,07	73,01	
Temperatura Topo (°C)	TI0275	90,43	90,41	90,73	90,71	90,63	90,50	91,26	91,18	91,33	90,90	90,28	90,18	89,61	89,45	89,56	90,24	90,42	90,21	90,53	90,77	91,16	90,53	89,72	89,74	89,79	89,74	89,84	89,66	
Temperatura Prato 55 (°C)	TI0274	90,59	90,63	90,88	90,92	90,91	90,85	91,33	90,94	91,07	90,91	90,46	90,32	89,81	89,51	89,73	90,25	90,49	90,23	90,58	90,76	91,08	90,61	89,85	89,85	89,90	89,86	89,98	89,62	
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0273	98,57	98,63	98,87	98,92	98,89	98,85	99,33	98,93	99,07	98,94	98,46	98,32	97,80	97,52	97,72	98,30	98,48	98,24	98,58	98,76	99,08	98,63	97,86	97,84	97,91	97,86	97,97	97,62	
Temperatura Prato 24 (°C)	TI0272	122,92	122,56	122,29	122,32	122,49	121,38	123,11	122,09	121,65	122,56	122,59	122,05	121,04	120,94	121,11	120,80	120,69	120,06	119,76	119,20	118,71	118,71	118,50	118,28	118,39	118,13	118,17	118,26	
Temperatura Prato 5 (°C)	TIC0203_PV	134,50	134,51	134,50	134,50	134,51	134,50	134,48	134,48	134,53	134,49	134,51	134,49	134,49	134,51	134,51	134,51	134,51	134,46	134,54	134,50	134,50	134,47	134,50	134,47	134,51	134,49	134,50	134,50	
Temperatura Fundo (°C)	TI0270	133,90	133,73	133,77	133,77	133,88	133,64	133,98	133,75	133,81	133,73	133,70	133,73	133,60	133,67	133,71	133,56	133,61	133,53	133,73	133,63	133,66	133,66	133,66	133,77	133,78	133,74	133,77	133,76	133,79
Temperatura Diferencial (°C)	TDIC0202_PV	7,99	8,00	7,99	8,00	7,99	8,00	8,00	7,99	8,00	8,03	7,99	8,01	7,99	8,01	7,99	8,05	8,00	8,01	8,00	7,99	8,00	8,02	8,01	7,99	8,01	8,00	7,99	8,00	
Temperatura Out E-0265 (°C)	TI0277	134,88	134,72	134,70	134,74	134,86	134,62	135,01	134,81	134,87	134,77	134,72	134,70	134,67	134,73	134,70	134,68	134,66	134,61	134,68	134,64	134,63	134,65	134,73	134,73	134,71	134,73	134,72	134,73	
Caudal VM ton/d	FIC0262_PV	7,26	7,15	7,06	7,06	7,13	6,87	7,07	7,56	7,56	7,20	7,31	7,38	7,52	7,67	7,58	7,40	7,31	7,34	7,23	7,15	7,02	7,25	7,62	7,62	7,59	7,63	7,54	7,65	
Caudal VM ton/d		174,24	171,53	169,38	169,37	171,08	164,84	169,76	181,36	181,50	172,84	175,49	177,09	180,48	184,18	181,89	177,63	175,41	176,12	173,62	171,53	168,51	174,12	182,84	182,87	182,18	183,16	180,87	183,55	
Alimentação (SC-0219)																														
Caudal Total ton/d	FQd0256	465,13	512,95	538,69	545,50	493,01	587,54	658,11	626,63	654,33	672,20	678,73	656,92	698,68	713,58	708,07	714,55	705,66	726,31	724,82	724,18	738,97	759,01	778,80	768,10	756,30	772,52	778,65	763,19	
Corte Benzeno																														
Caudal Total ton/d	FQd0259	63,70	63,74	63,59	64,00	64,40	64,31	64,27	64,24	64,12	64,04	64,19	64,32	64,36	64,47	64,32	64,35	64,27	64,30	64,14	64,32	64,27	64,19	64,26	64,32	64,24	64,25	64,19	64,31	
Fundo (SC-0232)																														
Caudal Total ton/d	FQd0260	5,83	5,92	5,83	5,81	5,82	14,79	19,08	5,79	5,93	19,59	36,20	37,52	39,18	38,87	37,62	36,76	38,82	39,05	36,15	35,40	36,86	37,73	36,36	36,52	36,80	37,01	35,63	34,57	

Análise Exergética da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos

Temperatura Out E-0259 / In E-0260	TI0274	89,91	90,43	90,66	89,92	89,79	90,23	90,35	90,46	90,28	90,08	89,87	89,65	89,45	89,46	89,90	89,84	90,45	90,65	90,99	90,52	90,13	90,16	89,92	90,09	90,36	90,63	90,85	90,94	91,20	91,22	91,24	
Temperatura Out E-0260 (°C)	TI0253	32,68	31,31	32,39	32,65	33,10	35,33	35,48	35,05	34,12	35,06	35,74	34,99	33,83	33,75	34,40	33,23	32,91	32,86	33,89	34,72	34,98	34,95	34,02	35,19	34,66	32,26	34,06	34,22	34,73	34,89	34,47	
Caudal Refluxo (ton/ h)	FIC0237_PV	10,34	10,25	10,46	10,29	10,12	10,29	10,49	10,99	10,67	10,72	10,81	10,30	10,34	10,23	10,34	10,34	10,42	10,42	10,41	10,24	10,17	10,27	10,27	10,95	10,23	10,41	10,35	10,25	10,27	10,33	10,26	
Caudal Refluxo (ton/ d)		248,14	246,10	251,06	247,06	242,99	246,99	251,84	263,88	256,06	257,31	259,33	247,18	248,14	245,58	248,07	248,10	250,01	249,96	249,75	245,72	244,09	246,40	246,36	262,68	245,58	249,84	248,52	246,00	246,59	247,88	246,16	
Caudal Tolueno (ton/ d)	FQd0239	528,00	476,40	506,16	547,14	546,07	542,48	533,38	505,30	464,05	447,43	481,67	473,12	476,20	465,18	468,26	463,71	464,68	461,26	459,66	423,69	442,61	464,17	457,14	461,67	455,24	456,62	439,37	460,35	461,04	461,55	454,88	
T-0253																																	
Pressão Topo D-0254 (kg/cm2)	PIC0205_PV	200,00	199,91	203,62	200,01	200,07	200,01	199,98	200,01	200,00	200,01	199,97	200,01	200,00	199,99	199,90	200,07	200,05	200,07	200,00	199,96	200,00	199,91	199,97	199,99	199,99	199,83	200,03	200,00	200,06	200,06	200,01	
Temperatura D-0254 (°C)	TI0276	70,97	73,59	75,18	72,75	71,49	74,35	74,59	74,97	74,34	72,94	73,42	72,74	69,93	70,89	73,73	70,14	74,57	74,30	76,50	74,83	73,52	73,24	72,19	73,35	74,60	75,33	76,52	76,39	77,10	77,12	77,23	
Nível Fundo (%)	LIC0270_PV	73,01	73,00	73,32	73,13	73,04	72,99	72,98	72,97	71,72	70,98	71,02	71,00	71,00	70,99	71,00	71,00	70,99	71,02	70,96	70,99	71,02	71,00	71,00	71,00	70,99	71,00	71,00	71,00	71,01	70,99	71,01	
Temperatura Topo (°C)	TI0275	89,82	90,39	90,66	89,87	89,77	90,20	90,35	90,49	90,24	89,99	89,74	89,57	89,45	89,39	89,83	89,87	90,40	90,70	91,24	90,68	90,21	90,27	90,10	90,18	90,45	90,70	91,19	91,29	91,57	91,60	91,59	
Temperatura Prato 55 (°C)	TI0274	89,91	90,43	90,66	89,92	89,79	90,23	90,35	90,46	90,28	90,08	89,87	89,65	89,45	89,46	89,90	89,84	90,45	90,65	90,99	90,52	90,13	90,16	89,92	90,09	90,36	90,63	90,85	90,94	91,20	91,22	91,24	
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0273	97,92	98,42	98,65	97,94	97,79	98,22	98,35	98,47	98,27	98,09	97,88	97,65	97,45	97,46	97,90	97,83	98,46	98,62	99,01	98,54	98,12	98,17	97,92	98,09	98,35	98,62	98,84	98,94	99,20	99,22	99,23	
Temperatura Prato 24 (°C)	TI0272	119,90	118,24	119,99	121,43	121,16	121,07	121,16	120,52	119,87	118,88	119,94	119,90	119,21	118,21	117,93	117,93	118,03	117,59	118,50	118,69	119,36	120,04	120,21	120,20	120,23	120,09	120,02	119,94	119,96	120,09	120,36	
Temperatura Prato 5 (°C)	TI0203_PV	134,51	134,52	134,56	134,48	134,50	134,50	134,51	134,49	134,50	134,49	134,50	134,50	134,51	134,50	134,51	134,50	134,52	134,49	134,48	134,50	134,50	134,49	134,50	134,51	134,50	134,51	134,50	134,51	134,49	134,51	134,51	
Temperatura Fundo (°C)	TI0270	133,77	133,73	133,74	133,70	133,71	133,71	133,71	133,66	133,69	133,71	133,71	133,68	133,72	133,74	133,68	133,72	133,67	133,69	133,67	133,66	133,70	133,67	133,64	133,71	133,66	133,56	133,63	133,57	133,65	133,64	133,67	
Temperatura Diferencial (°C)	TDIC0202_PV	8,00	7,99	7,99	8,02	8,00	7,99	7,99	8,01	7,99	8,01	8,01	8,00	8,00	8,00	8,00	7,98	8,01	7,98	8,02	8,01	7,99	8,00	8,00	8,00	7,99	7,99	7,99	8,00	8,00	8,00	7,99	
Temperatura Out E-0265 (°C)	TI0277	134,71	134,66	134,69	134,66	134,70	134,70	134,69	134,67	134,69	134,67	134,66	134,68	134,69	134,70	134,70	134,69	134,66	134,64	134,59	134,61	134,65	134,65	134,65	134,65	134,65	134,63	134,60	134,61	134,60	134,58	134,59	134,60
Caudal VM ton/ d	FIC0262_PV	7,54	7,35	7,23	7,46	7,52	7,35	7,30	7,24	7,31	7,40	7,46	7,57	7,64	7,65	7,49	7,52	7,31	7,21	7,02	7,19	7,36	7,34	7,43	7,38	7,27	7,18	7,10	7,04	6,93	6,92	6,91	
Caudal VM ton/ d		181,06	176,28	173,60	179,09	180,50	176,41	175,15	173,77	175,45	177,66	179,15	181,61	183,48	183,60	179,72	180,40	175,42	172,96	168,49	172,51	176,54	176,19	178,29	177,24	174,57	172,21	170,38	169,02	166,36	165,97	165,92	
Alimentação (SC-0219)																																	
Caudal Total ton/ d	FQd0256	755,27	733,31	732,88	746,77	748,48	749,77	739,74	720,69	690,40	695,41	703,12	697,10	714,53	725,63	732,91	729,34	726,46	735,13	710,13	668,83	674,77	684,30	672,07	678,59	676,80	672,18	649,03	681,54	682,23	677,04	670,71	
Caudal Refluxo (ton/ h)	FIC0261_PV	44,38	43,73	43,07	44,26	44,35	44,07	43,80	43,72	44,43	44,96	45,28	45,62	45,82	46,21	45,53	45,15	44,28	43,90	43,15	44,33	45,13	44,75	45,04	45,18	44,49	43,50	43,20	42,95	42,64	42,55	42,61	
Caudal Refluxo (ton/ d)	FQd0261	1065,00	1049,50	1033,74	1062,18	1064,37	1057,74	1051,09	1049,29	1066,27	1079,05	1086,80	1094,96	1099,63	1108,94	1092,61	1083,67	1062,75	1053,49	1035,71	1063,82	1083,21	1074,08	1080,90	1084,31	1067,82	1043,90	1036,82	1030,69	1023,39	1021,13	1022,58	

Análise Exergética da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos

Temperatura Out E-0259 / In E-0260	TI0274	91,80	90,62	90,18	90,16	90,82	91,42	90,34	91,65	89,99	90,16	90,44	90,87	90,69	90,49	90,85	90,95	90,75	90,70	90,46	90,45	90,65	90,30	90,45	90,73	90,70	91,03	91,14	90,81	90,53	90,44	
Temperatura Out E-0260 (°C)	TI0253	35,35	34,39	33,45	34,21	35,66	35,74	30,19	28,41	31,46	31,40	33,56	34,69	33,50	34,38	35,16	35,17	34,43	34,88	34,29	33,88	34,02	33,49	33,45	34,03	33,76	32,73	33,05	33,01	31,92	32,26	
Caudal Refluxo (ton/h)	FIC0237_PV	10,22	10,23	10,25	10,39	10,42	5,88	9,15	10,72	10,51	10,49	10,38	10,49	11,04	11,06	10,87	10,76	10,67	10,54	10,60	10,90	10,88	10,34	10,39	10,38	10,50	10,64	11,06	11,19	10,72	10,71	
Caudal Refluxo (ton/d)		245,35	245,50	246,00	249,46	250,06	141,11	219,60	257,24	252,35	251,73	249,03	251,74	264,89	265,44	260,88	258,13	256,00	252,99	254,44	261,54	261,08	248,08	249,32	249,01	252,10	255,30	265,55	268,52	257,26	257,02	
Caudal Tolueno (ton/d)	FQd0239	455,02	462,48	463,97	465,04	457,48	438,35	244,75	240,89	380,06	374,23	392,58	419,74	409,22	406,88	415,01	412,67	411,56	409,58	408,15	403,70	404,53	405,85	409,29	408,11	414,97	418,89	421,80	424,27	414,00	409,38	
T-0253																																
Pressão Topo D-0254 (kg/cm2)	PIC0205_PV	201,72	199,91	200,06	199,97	200,14	199,91	200,07	199,97	200,06	199,97	200,07	200,03	200,04	199,99	199,92	200,07	199,89	200,02	200,08	200,03	199,99	200,00	199,97	199,99	199,96	197,39	200,02	200,01	200,02	199,97	
Temperatura D-0254 (°C)	TI0276	81,52	75,49	74,08	73,18	75,98	78,63	75,34	76,51	72,68	73,20	74,45	75,80	75,68	75,24	77,48	77,49	77,02	76,78	75,57	75,44	76,37	74,78	74,77	75,91	75,32	76,56	77,85	76,24	75,20	74,89	
Nível Fundo (%)	LIC0270_PV	71,00	71,00	71,01	71,00	70,98	70,99	70,05	60,42	71,00	71,03	71,02	71,00	71,00	71,00	71,23	71,50	71,50	71,50	71,50	71,62	71,50	71,50	71,49	71,51	71,51	71,49	71,50	71,84	71,49	71,50	
Temperatura Topo (°C)	TI0275	92,61	90,92	90,35	90,37	91,21	92,12	90,75	90,91	90,17	90,37	90,60	91,08	90,83	90,58	91,11	91,31	91,02	90,94	90,63	90,49	90,73	90,30	90,40	90,79	90,68	90,99	91,38	90,90	90,50	90,40	
Temperatura Prato 55 (°C)	TI0274	91,80	90,62	90,18	90,16	90,82	91,42	90,34	91,65	89,99	90,16	90,44	90,87	90,69	90,49	90,85	90,95	90,75	90,70	90,46	90,45	90,65	90,30	90,45	90,73	90,70	91,03	91,14	90,81	90,53	90,44	
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0273	99,81	98,65	98,18	98,16	98,80	99,43	100,37	108,47	97,99	98,16	98,43	98,87	98,70	98,48	98,84	98,95	98,76	98,69	98,47	98,45	98,64	98,31	98,45	98,72	98,70	99,03	99,14	98,82	98,53	98,44	
Temperatura Prato 24 (°C)	TI0272	120,07	119,93	120,01	120,14	120,14	119,87	122,96	123,54	120,20	119,92	120,11	120,08	120,09	119,97	119,95	119,92	119,89	119,60	119,87	119,85	119,80	119,78	119,78	119,59	119,36	119,21	119,42	119,67	119,87	120,44	
Temperatura Prato 5 (°C)	TIC0203_PV	134,49	134,47	134,50	134,51	134,52	134,49	134,10	134,09	134,36	134,39	134,39	134,37	134,37	134,38	134,40	134,36	134,37	134,38	134,36	134,49	134,51	134,49	134,51	134,49	134,51	134,50	134,51	134,47	134,49	134,50	134,50
Temperatura Fundo (°C)	TI0270	133,60	133,61	133,70	133,73	133,69	133,62	133,31	133,24	133,52	133,53	133,56	133,49	133,50	133,57	133,55	133,47	133,47	133,51	133,46	133,66	133,67	133,62	133,68	133,67	133,62	133,67	133,66	133,59	133,61	133,65	133,64
Temperatura Diferencial (°C)	TDIC0202_PV	8,01	8,03	8,00	7,99	7,98	8,01	10,03	16,83	8,01	8,00	7,99	8,00	8,01	8,00	7,99	8,00	8,01	8,00	8,01	8,00	8,01	8,00	8,00	8,01	8,00	7,99	8,03	8,00	8,01	8,00	8,00
Temperatura Out E-0265 (°C)	TI0277	134,54	134,57	134,66	134,67	134,68	134,66	134,25	134,20	134,51	134,52	134,54	134,49	134,50	134,51	134,50	134,47	134,47	134,48	134,50	134,69	134,70	134,70	134,72	134,72	134,72	134,72	134,71	134,68	134,69	134,68	134,68
Caudal VM ton/d	FIC0262_PV	6,57	7,18	7,39	7,39	7,08	6,72	7,04	7,10	7,36	7,34	7,22	6,98	7,05	7,16	6,99	6,93	7,02	7,05	7,18	7,28	7,18	7,31	7,30	7,16	7,16	7,03	6,94	7,09	7,22	7,25	
Caudal VM ton/d		157,64	172,28	177,33	177,46	169,87	161,39	168,94	170,35	176,59	176,16	173,29	167,46	169,26	171,74	167,88	166,32	168,47	169,19	172,31	174,62	172,39	175,56	175,10	171,77	171,91	168,80	166,47	170,22	173,21	174,01	
Alimentação (SC-0219)																																
Caudal Total ton/d	FQd0256	671,52	682,70	685,72	683,49	676,08	656,90	362,78	378,69	553,92	573,24	618,74	626,61	618,71	618,63	629,52	625,69	627,08	625,32	626,87	622,36	625,78	627,03	630,56	635,32	645,77	651,16	648,22	648,85	634,67	617,92	
Caudal Refluxo (ton/h)	FIC0261_PV	41,38	43,73	44,90	45,00	43,97	42,57	44,11	43,65	45,06	44,81	44,41	43,26	43,77	44,44	43,86	43,31	43,76	44,05	44,27	45,05	44,98	45,33	45,24	44,68	44,62	44,19	43,70	44,43	45,13	45,23	
Caudal Refluxo (ton/d)	FQd0261	993,10	1049,51	1077,60	1080,01	1055,22	1021,74	1058,58	1047,66	1081,34	1075,41	1065,81	1038,28	1050,59	1066,55	1052,59	1039,46	1050,28	1057,15	1062,46	1081,27	1079,54	1087,97	1085,66	1072,36	1070,98	1060,67	1048,70	1066,33	1083,05	1085,63	

Análise Exergética da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos

Temperatura Out E-0259 / In E-0260	TI0274	90,70	90,61	90,67	90,89	91,03	91,26	91,17	91,33	90,93	90,81	91,07	91,25	91,24	91,34	91,12	91,11	91,04	91,02	91,11	90,92	90,74	90,68	90,72	91,15	91,23	90,85	91,10	91,47	91,30	90,91	90,88
Temperatura Out E-0260 (°C)	TI0253	31,21	31,24	29,96	34,06	32,82	30,53	32,18	33,83	33,21	33,31	32,35	32,97	32,15	31,25	31,58	31,72	30,99	31,72	31,63	30,56	28,66	31,65	31,63	32,50	32,74	30,13	30,33	31,16	30,63	31,50	
Caudal Refluxo (ton/h)	FIC0237_PV	11,18	11,06	10,79	11,06	11,53	10,91	10,56	10,51	10,55	10,53	10,90	11,00	10,87	11,08	10,77	10,86	10,91	11,05	10,93	10,94	10,69	10,75	10,56	10,49	10,58	10,58	10,38	10,53	10,38	10,40	10,37
Caudal Refluxo (ton/d)		268,26	265,40	258,97	265,44	276,82	261,96	253,48	252,14	253,15	252,80	261,54	264,00	260,87	266,03	258,38	260,67	261,83	265,12	262,33	262,59	256,45	258,01	253,55	251,75	253,90	254,01	249,21	252,78	249,07	249,68	248,88
Caudal Tolueno (ton/d)	FQ0239	413,26	390,46	355,78	363,59	364,88	371,13	365,22	379,29	393,33	392,20	391,24	389,05	346,15	348,75	353,19	359,35	360,05	357,64	357,11	154,34	203,50	352,41	350,68	334,92	361,83	364,55	363,93	352,94	341,19	358,88	341,97
T-0253																																
Pressão Topo D-0254 (kg/cm2)	PIC0205_PV	199,91	200,11	200,04	200,02	199,91	199,99	200,02	200,01	200,00	199,98	199,96	200,03	200,01	200,02	200,04	199,95	200,06	200,04	200,04	199,98	200,03	199,95	200,06	200,10	199,99	199,94	199,98	199,93	199,99	199,94	199,98
Temperatura D-0254 (°C)	TI0276	76,03	75,48	74,95	76,12	76,42	78,24	77,91	78,16	75,83	75,33	76,70	77,49	77,68	78,32	77,07	76,47	76,51	76,18	76,54	75,54	74,98	74,73	74,95	76,32	76,88	75,41	76,33	77,90	77,40	76,00	75,28
Nível Fundo (%)	LIC0270_PV	71,51	71,47	71,50	71,51	71,52	71,47	71,51	71,51	71,50	71,50	71,50	71,47	71,50	71,49	71,49	71,51	71,50	71,50	71,50	71,50	71,50	71,50	71,49	71,51	71,51	71,50	71,50	71,49	71,73	72,50	
Temperatura Topo (°C)	TI0275	90,84	90,60	90,61	90,98	91,08	91,32	91,31	91,48	90,83	90,64	91,03	91,31	91,36	91,49	91,21	91,16	91,06	91,01	91,12	90,84	90,57	90,49	90,53	91,10	91,25	90,78	91,10	91,65	91,45	90,90	90,74
Temperatura Prato 55 (°C)	TI0274	90,70	90,61	90,67	90,89	91,03	91,26	91,17	91,33	90,93	90,81	91,07	91,25	91,24	91,34	91,12	91,11	91,04	91,02	91,11	90,92	90,74	90,68	90,72	91,15	91,23	90,85	91,10	91,47	91,30	90,91	90,83
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0273	98,70	98,61	98,67	98,89	99,02	99,26	99,16	99,33	98,94	98,80	99,07	99,24	99,33	99,12	99,12	99,05	99,01	99,11	98,92	98,74	98,67	98,72	99,13	99,25	98,84	99,09	99,47	99,31	98,91	98,83	
Temperatura Prato 24 (°C)	TI0272	120,80	120,72	120,38	121,20	120,19	121,48	122,18	122,20	121,98	122,07	122,11	121,88	122,95	122,81	122,53	122,32	122,24	122,31	122,24	122,01	121,97	122,26	122,36	122,32	121,88	121,82	121,87	122,19	122,34	121,90	121,96
Temperatura Prato 5 (°C)	TI0203_PV	134,51	134,50	134,50	134,51	134,50	134,50	134,51	134,48	134,51	134,50	134,51	134,49	134,51	134,50	134,50	134,48	134,50	134,50	134,49	134,49	134,49	134,51	134,50	134,52	134,47	134,51	134,52	134,50	134,49	134,49	134,51
Temperatura Fundo (°C)	TI0270	133,59	133,60	133,61	133,57	133,61	133,68	133,57	133,63	133,67	133,73	133,71	133,73	133,67	133,67	133,62	133,61	133,64	133,70	133,71	133,68	133,67	133,72	133,67	133,72	133,65	133,70	133,66	133,61	133,63	133,67	
Temperatura Diferencial (°C)	TDIC0202_PV	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00	8,00	8,02	8,00	8,00	7,99	8,00	7,99	8,00	8,01	8,00	8,00	8,00	8,00	7,99	8,00	7,98	8,02	7,99	7,99	8,00	8,01	8,01	8,00	
Temperatura Out E-0265 (°C)	TI0277	134,68	134,65	134,65	134,64	134,64	134,64	134,60	134,62	134,59	134,64	134,63	134,62	134,62	134,63	134,64	134,62	134,62	134,62	134,62	134,61	134,61	134,63	134,63	134,64	134,61	134,63	134,64	134,62	134,62	134,62	134,63
Caudal VM ton/d	FIC0262_PV	7,14	7,18	7,14	7,02	7,00	6,95	6,97	6,92	7,10	7,16	7,03	6,95	6,92	6,89	6,97	6,98	7,03	7,08	7,02	7,11	7,20	7,24	7,18	6,98	7,11	7,01	6,81	6,88	7,08	7,13	
Caudal VM ton/d		171,35	172,31	171,28	168,58	168,04	166,82	167,39	166,03	170,41	171,74	168,68	166,84	166,13	165,32	167,16	167,57	168,72	169,85	168,58	170,61	172,76	173,78	172,41	167,57	166,07	170,72	168,17	163,53	165,01	169,85	171,12
Alimentação (SC-0219)																																
Caudal Total ton/d	FQ0256	617,01	591,60	559,77	551,19	573,55	556,14	531,58	546,53	568,07	567,64	564,89	569,35	498,98	501,65	513,22	524,97	527,37	522,89	525,66	227,54	300,22	516,50	511,56	498,52	536,60	539,42	537,29	520,92	504,67	530,55	512,05
Caudal Refluxo (ton/h)	FIC0261_PV	44,57	44,85	44,65	44,11	44,15	43,98	43,69	43,43	44,24	44,67	44,30	44,05	43,93	43,74	43,92	43,85	44,17	44,36	44,18	44,48	44,79	44,94	44,77	44,17	43,78	44,58	44,06	43,31	43,53	44,38	44,60
Caudal Refluxo (ton/d)	FQ0261	1069,66	1076,41	1071,59	1058,69	1059,51	1055,44	1048,46	1042,34	1061,67	1072,08	1063,27	1057,18	1054,40	1049,77	1054,07	1052,46	1060,12	1064,52	1060,36	1067,62	1074,87	1078,52	1074,49	1060,03	1050,84	1069,87	1057,34	1039,46	1044,67	1065,19	1070,40

Anexo F. Dados fornecidos pelo programa *Aspen Hysys* da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0300, para os meses de Janeiro a Julho

Análise Exergética da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos

Caudal Refluxo ton/ d		392,23	389,14	383,88	385,43	374,34	368,99	363,88	354,67	358,36	352,37	363,81	365,31	373,16	359,41	361,77	363,14	371,85	374,82	373,69	375,51	373,41	378,99	381,10	381,84	373,67	367,71	368,86	374,65	373,20	373,71	374,83	
Caudal Tolueno ton/ d		4,74	4,71	5,26	6,74	3,28	5,60	5,85	5,74	5,63	5,58	5,52	6,02	7,00	6,13	5,97	5,21	4,73	4,85	4,98	5,17	5,12	5,03	5,00	4,92	5,15	5,22	5,15	4,98	4,91	4,81	4,81	
Fundo (SC-0314)	FI0335	12,59	12,66	13,64	12,49	12,67	13,77	14,02	13,98	13,95	13,96	13,97	14,51	15,24	15,80	15,87	15,32	14,26	14,24	14,32	14,37	14,83	15,04	15,02	14,97	15,38	16,06	16,15	16,07	15,99	16,04	16,07	
Caudal Total ton/ d		302,13	303,93	327,39	299,78	304,15	330,53	336,58	335,56	334,78	335,01	335,18	348,28	365,69	379,17	380,93	367,74	342,27	341,66	343,59	344,90	355,99	361,02	360,58	359,33	369,10	385,37	387,59	385,63	383,77	385,04	385,73	
Não Aromáticos		0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	0,01	0,00	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01	0,01	
BENZENO		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
TOLUENO		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
ETILBENZENO		0,12	0,12	0,11	0,11	0,08	0,08	0,11	0,12	0,13	0,13	0,14	0,13	0,14	0,14	0,14	0,12	0,13	0,13	0,13	0,14	0,15	0,12	0,13	0,13	0,14	0,14	0,14	0,15	0,14	0,13	0,14	
p-Xileno		99,71	99,71	99,71	99,73	99,71	99,75	99,74	99,71	99,72	99,70	99,70	99,71	99,71	99,70	99,70	99,73	99,71	99,71	99,71	99,69	99,69	99,72	99,72	99,71	99,71	99,71	99,71	99,71	99,71	99,71	99,72	99,71
m-Xileno		0,13	0,13	0,12	0,12	0,13	0,11	0,11	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,12	0,12	0,12	0,11	0,10	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	
o-Xileno		0,05	0,05	0,04	0,04	0,07	0,05	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	
C9+ Aromáticos		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	

T-0309																																	
Feed temp	TI0327	154,77	161,52	160,62	145,36	113,31	126,70	149,94	150,51	152,98	104,89	160,00	162,37	159,56	156,79	117,01	150,05	160,44	158,72	136,00	152,52	152,36	152,95	154,00	149,57	57,93	160,79	161,91	164,48	133,76	156,88	157,14	
Ovhd temp	TI0329	180,43	180,56	180,48	177,71	174,71	176,59	179,80	179,80	180,41	174,37	180,77	180,99	180,80	180,76	176,71	178,84	180,76	180,68	177,41	180,49	180,48	180,44	180,37	179,80	174,71	179,96	179,60	179,96	176,42	180,26	180,55	
Bottom temp	TI0328	205,97	205,63	204,88	201,63	202,98	204,88	205,74	205,03	206,84	206,86	207,70	206,81	207,02	206,34	206,63	206,70	206,46	207,68	207,18	207,32	206,45	206,69	207,97	210,28	206,48	206,99	206,86	207,64	206,55	206,81	208,14	
Reflux temp	TI0332	109,16	107,11	104,28	95,56	90,64	86,86	90,62	98,26	97,40	93,11	100,62	108,27	104,93	99,16	92,86	102,57	102,02	104,09	97,62	97,73	99,98	103,01	105,52	100,44	95,21	109,52	110,24	113,99	100,45	102,49	104,77	
Reboiler heater H-0303 outlet temp	TI0382	220,23	220,06	218,54	214,12	216,49	218,87	220,41	219,94	221,26	221,60	222,29	220,77	221,09	220,31	221,17	221,14	221,00	222,64	222,19	222,34	221,49	221,79	223,67	226,24	223,23	222,59	222,64	223,32	221,42	221,90	223,91	
Reboiler outlet DP (vaporization)	PDIC0313_PV	370,40	385,55	366,43	358,25	370,64	367,40	377,73	398,70	354,73	365,47	346,28	345,50	339,42	357,11	361,34	361,40	369,10	353,65	368,93	365,06	380,38	371,96	367,03	333,04	426,93	381,06	379,60	359,69	365,39	364,35	366,17	
Bottom level	LIC0316_PV	49,95	52,07	55,68	60,92	53,99	52,26	51,47	54,79	49,15	50,02	47,72	52,75	51,64	55,03	54,07	53,74	55,85	51,23	52,86	52,79	57,42	55,93	51,26	43,05	57,01	54,96	54,74	52,97	58,12	58,64	55,15	
Ovhd receiver level	LIC0318_PV	42,68	46,24	41,95	40,38	46,85	39,66	43,22	44,20	47,35	41,52	41,82	38,90	36,49	45,03	40,68	46,25	39,91	42,54	37,88	40,99	42,45	39,91	39,19	38,91	38,61	41,46	48,29	44,58	40,58	43,54	45,78	

Tabela F.2. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0300 para o mês de Fevereiro.

Table with multiple columns containing data for 'Alimentação (SC-0301)', 'T-0303', and 'Topo (SC-0307)'. It includes sub-rows for various chemical components like BENZENO, TOLUENO, and Xileno, and process parameters like temperature and flow rates.

Caudal Refluxo ton/ d		377,38	374,14	377,75	376,35	379,87	378,13	377,04	372,73	372,45	373,87	373,68	377,61	367,08	364,82	375,42	385,83	375,24	368,01	378,64	371,92	373,87	376,17	374,41	375,41	373,93	371,54	374,23	374,42	
Caudal Tolueno ton/ d		4,86	4,94	4,90	4,90	4,95	4,80	4,69	4,77	4,84	4,71	4,74	5,22	4,97	4,52	4,26	4,36	4,32	4,41	4,23	4,25	4,19	4,10	4,12	4,04	3,90	3,88	3,83	3,83	
Fundo (SC-0314)	FI0335	16,06	15,99	16,00	16,05	16,14	16,25	16,39	16,47	16,46	16,44	16,34	16,44	16,40	16,36	16,21	16,11	16,11	16,07	16,00	16,11	16,19	16,19	16,22	16,18	16,09	16,16	16,11	16,09	
Caudal Total ton/ d		385,41	383,75	384,02	385,12	387,26	390,02	393,42	395,21	395,15	394,48	392,05	394,64	393,49	392,72	389,14	386,71	386,58	385,56	383,89	386,61	388,53	388,66	389,22	388,30	386,26	387,92	386,52	386,27	
Não Aromáticos		0,01	0,00	0,01	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00	0,01	0,00	0,01	0,00	0,01	0,00	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00	
BENZENO		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
TOLUENO		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
ETILBENZENO		0,13	0,15	0,15	0,12	0,14	0,13	0,13	0,12	0,13	0,14	0,13	0,14	0,14	0,13	0,13	0,12	0,12	0,12	0,12	0,12	0,13	0,13	0,13	0,14	0,13	0,13	0,13	0,14	
p-Xileno		99,71	99,69	99,68	99,72	99,71	99,71	99,71	99,72	99,71	99,70	99,71	99,70	99,71	99,71	99,71	99,71	99,72	99,73	99,72	99,73	99,72	99,71	99,71	99,71	99,70	99,71	99,71	99,71	99,70
m-Xileno		0,11	0,12	0,12	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,12
o-Xileno		0,04	0,04	0,05	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04
C9+ Aromáticos		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
T-0309																														
Feed temp	TI0327	159,11	156,57	159,46	130,99	160,35	161,85	160,50	135,71	161,84	160,29	161,04	129,51	153,00	153,17	157,51	151,03	156,69	126,70	161,27	163,17	164,23	161,96	134,20	164,77	142,07	160,83	159,54	139,07	
Ovhd temp	TI0329	180,87	180,95	181,03	175,68	181,00	180,85	180,67	176,19	180,38	180,50	180,40	176,05	179,65	179,67	179,64	178,83	179,82	174,30	180,38	180,48	180,77	180,72	176,31	180,77	177,98	180,74	180,70	177,15	
Bottom temp	TI0328	207,93	207,52	207,56	209,91	210,21	208,45	209,21	208,07	209,94	208,84	209,77	209,18	206,49	206,40	207,21	205,39	209,51	209,89	212,13	208,67	212,24	211,02	209,86	211,56	210,17	211,58	212,69	213,61	
Reflux temp	TI0332	106,63	104,81	104,76	100,48	101,38	104,54	103,15	96,31	104,77	103,09	99,43	96,49	92,72	95,22	98,51	91,94	101,06	108,36	114,23	106,77	107,47	101,93	98,90	106,51	100,52	101,64	95,47	96,40	
Reboiler heater H-0303 outlet temp	TI0382	223,26	222,83	222,68	226,57	226,12	223,87	224,96	223,04	225,30	224,05	225,02	224,52	221,71	221,73	222,89	220,67	226,02	226,53	229,02	224,46	229,62	227,58	226,28	228,32	226,75	228,58	229,81	231,73	
Reboiler outlet DP (vaporization)	PDIC0313_PV	361,75	363,74	358,49	357,26	340,07	342,31	339,11	334,12	310,08	331,79	316,40	325,48	353,26	353,41	351,82	356,04	335,64	339,98	300,41	343,59	320,08	320,84	335,85	314,51	336,30	319,55	305,76	313,80	
Bottom level	LIC0316_PV	57,75	60,50	61,07	51,43	51,85	57,76	54,26	57,15	51,84	55,57	52,86	54,96	60,39	61,07	57,27	61,27	51,81	53,04	46,90	58,79	48,14	51,95	56,91	61,92	57,27	52,90	49,54	47,34	
Ovhd receiver level	LIC0318_PV	42,59	46,36	41,11	41,74	41,91	47,32	44,48	37,87	46,86	41,97	36,94	41,88	39,78	45,28	46,06	38,62	37,89	46,02	45,81	44,30	42,97	46,81	45,75	46,45	40,63	52,42	47,30	42,49	

Caudal Refluxo ton/ d	382,45	381,74	380,39	382,25	384,08	381,72	363,00	373,30	369,15	377,14	382,65	377,36	368,57	373,43	372,71	362,18	365,04	362,53	352,70	361,71	360,66	358,07	376,25	369,07	355,96	355,63	343,99	346,77	344,61	342,28	
Caudal Tolueno ton/ d	3,58	3,58	3,37	3,43	3,67	4,17	8,37	4,62	3,76	3,40	3,30	3,41	3,23	2,58	2,38	2,11	2,58	3,11	3,41	3,17	3,10	2,83	2,71	2,53	2,57	2,43	2,14	2,58	2,74	3,01	
Fundo (SC-0314)	FI0335	14,69	14,79	14,71	14,84	14,80	14,76	14,63	14,75	14,70	14,74	14,75	14,73	14,73	14,36	14,11	14,15	14,52	15,26	15,44	15,41	14,95	13,86	13,37	13,07	12,88	12,40	12,25	12,31	12,38	12,52
Caudal Total ton/ d		352,51	355,02	353,08	356,07	355,26	354,17	351,22	353,91	352,73	353,78	353,99	353,48	353,45	344,62	338,69	339,55	348,46	366,25	370,63	369,88	358,89	332,57	320,84	313,61	309,22	297,72	293,93	295,33	297,15	300,36
Não Aromáticos		0,01	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
BENZENO		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
TOLUENO		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
ETILBENZENO		0,12	0,12	0,11	0,11	0,12	0,11	0,12	0,11	0,12	0,12	0,11	0,12	0,12	0,10	0,07	0,08	0,08	0,10	0,12	0,13	0,12	0,12	0,12	0,12	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11	0,11
p-Xileno		99,70	99,70	99,71	99,70	99,70	99,70	99,71	99,70	99,70	99,70	99,70	99,69	99,70	99,70	99,74	99,78	99,78	99,77	99,74	99,70	99,68	99,70	99,69	99,70	99,70	99,70	99,71	99,71	99,71	99,70
m-Xileno		0,13	0,13	0,13	0,14	0,14	0,13	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,13	0,14	0,12	0,11	0,11	0,11	0,12	0,13	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,14	0,13
o-Xileno		0,05	0,04	0,05	0,05	0,05	0,04	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,04	0,03	0,04	0,04	0,04	0,04	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05	0,04	0,04	0,04	0,05
C9+ Aromáticos		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00

Anexo G. Dados fornecidos pelo programa *Aspen Hysys* da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0400, para os meses de Janeiro a Julho

Reactor Effluent, t/d	sum	1377.16	1386.33	1474.98	1365.47	1405.72	1549.60	1542.35	1552.42	1564.07	1555.85	1539.33	1611.88	1722.11	1816.85	1840.38	1738.79	1575.73	1543.98	1548.00	1553.73	1639.49	1692.83	1686.40	1692.54	1749.13	1842.03	1855.92	1850.21	1837.42	1862.90	1852.61	
H ₂ in off gas %wt		0.06	0.06	0.06	0.08	0.04	0.04	0.03	0.04	0.04	0.06	0.06	0.06	0.04	0.03	0.04	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.04	0.04	0.05	0.03	0.01	0.02	0.03	0.06	0.04	0.07
HC's in off gas %wt		1.88	1.87	1.76	1.94	1.82	1.67	1.66	1.65	1.63	1.63	1.64	1.57	1.49	1.42	1.40	1.47	1.64	1.69	1.70	1.69	1.59	1.55	1.55	1.53	1.50	1.40	1.39	1.42	1.40	1.40	1.38	
Light HC's in De-C ₂ top liq. %wt		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Non-arom's, %w		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Benzene, %w		0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.01	0.02	0.19	0.00	0.02	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.01	0.03	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02	0.02	0.02
Toluene, %w		0.56	0.53	0.55	0.59	0.58	0.58	0.63	0.65	0.65	0.64	0.62	0.59	0.57	0.57	0.54	0.52	0.49	0.49	0.49	0.58	0.50	0.50	0.49	0.48	0.46	0.44	0.43	0.43	0.42	0.41	0.41	
EB, %w		8.17	7.23	6.89	7.10	7.49	7.96	7.74	7.61	7.75	7.91	8.03	8.10	8.17	8.27	8.33	8.34	8.42	8.41	8.28	8.53	8.61	8.82	8.97	8.91	8.66	8.37	8.46	8.67	8.79	8.51	8.07	
PX, %w		17.09	16.74	17.10	17.42	16.77	16.05	16.60	17.14	17.15	17.14	17.18	17.11	17.14	17.14	16.91	16.78	16.82	17.13	17.18	17.22	17.29	17.28	17.21	17.05	16.91	16.75	16.74	16.76	16.79	16.57	16.43	
MX, %w		39.44	38.35	38.85	39.49	39.95	40.81	40.42	39.43	39.27	39.22	39.35	39.20	39.31	39.34	39.04	38.95	39.21	39.73	39.70	39.95	39.85	39.84	39.83	39.60	39.34	39.03	39.06	39.28	39.51	38.95	38.45	
OX, %w		17.13	16.58	16.68	16.85	16.60	16.18	16.51	16.83	16.86	16.83	16.95	16.90	16.93	16.96	16.83	16.83	17.00	17.19	17.08	16.90	17.11	17.09	17.15	17.06	17.01	16.78	16.88	17.01	17.17	16.94	16.67	
C ₂ -Arom, %w		0.61	0.58	0.21	0.63	0.72	0.69	0.71	0.72	0.51	0.66	0.61	0.45	0.45	0.16	0.57	0.57	0.50	0.52	0.55	0.53	0.64	0.16	0.62	0.16	0.06	0.57	0.55	0.55	0.49	0.47	0.50	
Total		84.94	81.93	82.09	84.09	83.97	83.98	84.30	84.09	84.05	84.10	84.45	83.98	84.10	83.89	83.68	83.49	84.10	85.20	85.03	85.46	85.62	85.28	85.87	84.85	83.97	83.35	83.53	84.15	84.66	83.31	82.00	

Análise Exergética da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos

Isomar Feed (R-0401 in) liq - SC0401. Table with columns for various chemical components and rows for their respective units and concentrations.

Total MW Isomar FEED, kg/kmol. Summary table for the feed stream, showing total feed, H2, and various hydrocarbon components.

Recycle gas (D0401) - SC0414. Detailed table showing the composition of the recycle gas stream, including H2, CH4, and various hydrocarbons.

Deheptanizer liquid TOP - SC0404. Table showing the composition of the liquid overhead product from the deheptanizer.

Deheptanizer vent gas - SC0409. Table showing the composition of the vent gas from the deheptanizer, including N2, H2, and various hydrocarbons.

Deheptanizer vent gas - SC0409		16163.79	#DIV/0!	#DIV/0!	13056.27	#DIV/0!	17367.63	#DIV/0!	15453.96	#DIV/0!	#DIV/0!	17564.65	#DIV/0!	16063.18	#DIV/0!	14685.91	#DIV/0!	#DIV/0!	15410.90	#DIV/0!	12093.63	#DIV/0!	13815.83	#DIV/0!	#DIV/0!	15872.18	#DIV/0!	14753.08	#DIV/0!	12395.69	#DIV/0!	
Nm ³ /d	ton/d																															
N ₂ %v	ton/d																															
H ₂ %v	%w																															
C ₁ %v	%w																															
C ₂ %v	%w																															
C ₃ %v	%w																															
iC ₄ %v	%w																															
nC ₄ %v	%w																															
iC ₅ %v	%w																															
nC ₅ %v	%w																															
C ₆₊ %v	%w																															
Total	%w																															
MW vent gas, kg/kmol	%w																															
Total H ₂ in off gas, t/d	%w																															
Total HC's in off gas, t/d	%w																															
Corrected for HC in make-up gas, t/d	%w																															
Deheptanizer bottoms (T-0401) - SC0403		1776.01	1776.83	1776.24	1790.60	1798.66	1776.53	1758.20	1768.22	1769.85	1765.35	1769.47	1765.39	1755.35	1730.82	1724.70	1589.33	1588.31	1549.62	1493.72	1442.26	1408.69	1417.41	1425.16	1435.52	1438.18	1453.27	1457.79	1458.60	1453.73	1450.46	
Não Aromáticos	%w																															
Benzene	%w																															
Toluene	%w																															
Eilbenzeno	%w																															
p-Xileno	%w																															
m-Xileno	%w																															
o-Xileno	%w																															
O ₉₊ Aromáticos	%w																															
Reactor Effluent, t/d		sum	1833.45	1831.24	1833.64	1838.02	1856.73	1826.16	1816.87	1813.49	1836.91	1817.24	1818.12	1826.49	1790.87	1777.79	1772.35	1642.22	1644.78	1596.56	1549.25	1492.41	1470.23	1469.52	1479.60	1486.70	1480.29	1502.96	1507.92	1505.79	1511.36	1506.19
H ₂ in off gas %wt	%w																															
HC's in off gas %wt	%w																															
Light HC's in De-C ₆ top liq. %wt	%w																															
Non-arom.'s. %w	%w																															
Benzene, %w	%w																															
Toluene, %w	%w																															
EB, %w	%w																															
PX, %w	%w																															
MX, %w	%w																															
OX, %w	%w																															
C ₉ Arom. %w	%w																															

Anexo H. Dados fornecidos pelo programa *Aspen Hysys* da Refinaria de Matosinhos, para a Un-0500, para os meses de Janeiro a Julho

T-0501A																															
Pressão Topo (kg/cm2)	PIC0505_PV	0,31	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30			
Nível D-0502A (%)	UC0504_PV	16,53	85,32	86,03	86,12	87,56	83,95	87,12	82,92	84,60	68,37	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	45,26	79,97	80,02	79,98		
Nível Fundo D-0501A (%)	LI0503	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	200,00	2815,84	5194,33	3238,08	1867,93	4548,23	
Temperatura Topo (°C)	TI0506	30,73	99,78	99,72	99,72	99,75	99,77	99,51	99,51	99,58	91,24	18,89	14,70	14,91	12,85	11,39	12,58	13,52	12,46	12,95	13,36	10,59	8,30	7,91	57,49	99,00	98,83	98,52	98,34	98,61	
Temperatura Corrente Entrada (°C)	TI0536	110,77	110,40	107,62	107,00	106,70	107,51	110,09	109,04	112,96	109,11	27,57	14,45	14,00	12,28	11,54	12,89	13,99	12,63	27,59	101,57	108,03	107,47	106,90	106,18	107,67	110,21	110,47	111,39	111,42	110,44
Temperatura Prato 37 (°C)	TI0505	32,59	103,22	103,10	103,15	103,85	104,29	103,24	103,33	102,89	95,21	23,66	15,64	15,60	13,52	11,67	12,56	13,75	12,63	13,43	13,75	10,81	8,45	8,05	59,91	102,30	102,09	101,73	101,67	101,86	
Temperatura Prato 25 (°C)	TI0504	34,09	106,50	106,03	106,24	107,71	108,98	106,98	107,03	106,34	98,40	25,39	15,90	15,74	13,78	11,98	12,83	14,00	12,90	13,46	14,04	11,44	9,03	8,33	62,27	105,32	104,98	104,71	104,65	104,82	
Temperatura Prato 13 (°C)	TI0503	34,79	109,49	108,11	108,51	110,89	113,10	110,38	109,79	109,49	100,55	31,26	17,43	16,00	13,82	11,88	12,56	13,64	12,75	13,37	13,91	11,54	9,19	8,27	63,47	106,60	106,26	105,98	105,82	105,99	
Temperatura In D-0501A (°C)	TI0502	37,55	113,39	112,06	108,00	109,53	111,22	110,26	109,95	111,69	104,90	83,40	71,10	67,30	64,58	60,83	48,63	36,72	41,19	47,32	50,49	50,06	48,98	49,96	85,23	108,22	107,99	107,68	107,37	106,80	
Temperatura Out D-0501A (°C)	TI0541	110,73	110,47	110,41	110,78	110,56	110,75	111,46	111,15	110,40	107,28	147,93	158,35	156,72	147,19	125,73	110,25	96,99	97,81	98,88	110,20	111,13	111,01	111,01	110,99	111,11	111,16	111,07	111,03	110,90	
VM E-0525A (kg/h)	FIC0503_PV	281,73	1201,93	1193,37	1207,27	1255,78	1215,21	1206,96	1290,01	1185,14	935,79	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	743,35	1176,15	1166,08	1166,07	1107,88	
VM E-0525A (ton/d)	FIC0504_PV	6,76	28,85	28,64	28,97	30,14	29,17	28,97	30,96	28,44	22,46	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	17,84	28,23	27,99	27,99	26,59	
Caudal Refluxo (ton/h)	FIC0504_PV	1,56	8,40	8,40	8,37	8,52	8,47	8,51	8,43	8,42	6,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,67	8,13	8,10	8,12	8,25	
Caudal Refluxo (ton/ d)	FIC0504_PV	37,36	201,61	201,61	200,94	204,44	203,32	204,19	202,24	202,20	156,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	112,08	195,09	194,38	194,80	198,01	
Caudal Armazenagem(ton/ d)	FQd0506	10,62	43,15	41,81	42,31	45,53	44,67	43,77	43,87	45,44	31,21	0,86	0,78	0,81	0,89	0,94	0,87	0,79	0,86	0,89	0,88	0,99	1,09	1,12	22,68	33,86	37,08	36,82	33,19		
Temperatura Out E-0505 (°C)	TI0508	15,13	21,89	21,77	23,65	23,54	22,98	22,38	22,76	21,81	19,39	14,64	14,75	14,25	12,60	11,90	12,94	13,75	12,71	13,11	13,55	10,82	8,64	7,80	14,26	21,37	21,99	22,19	22,81	22,66	

Tabela H.2. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0500 para o mês de Fevereiro.

Disponibilidade Capacidade Modo	h																													
	%	FS	FS	FS	FS	C9s	C9s	C9s	C9s	C9s	C9s	FS	FS	FS	FS	FS	FS	FS	FS	FS	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	
Modo	%	FS	FS	FS	FS	C9s	C9s	C9s	C9s	C9s	C9s	FS	FS	FS	FS	FS	FS	FS	FS	FS	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	
Caudal V.M.P.	FI0610	0,05	0,05	0,03	1,37	8,35	8,30	8,22	7,91	8,46	3,58	0,01	0,04	0,01	0,01	0,00	0,01	0,01	0,01	0,05	2,23	3,97	3,51	4,06	3,97	5,07	4,99	5,07	5,22	5,29
Caudal V.M.P.		1,30	1,10	0,82	32,77	200,43	199,20	197,22	189,87	203,03	85,83	0,20	1,03	0,17	0,32	0,11	0,13	0,12	1,22	53,59	95,26	84,23	97,41	95,21	121,61	119,78	121,62	125,22	127,07	
Caudal V.A.P.	FQd0576	0,18	0,20	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,21	0,22	0,20	0,19	0,18	0,21	0,20	0,20	0,21	0,13	0,00	0,04	0,09	0,08	0,08	0,09	0,09	0,09	0,09	0,09	0,10	
T-0502																														
Pressão Topo (barg)	PI0556_PV	1,27	1,30	1,30	1,07	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,77	1,20	1,20	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,32	1,42	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	
Nível D-0521 (%)	LIC0553_PV	2,78	0,51	0,49	10,59	63,48	56,36	63,79	70,39	73,05	39,80	21,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	13,75	25,85	30,13	30,60	31,90	33,02	33,13	32,94	32,95	33,00	
Nível Fundo (%)	LIC0555_PV	1,40	0,23	0,30	9,16	42,36	50,00	50,07	49,92	49,86	43,68	0,88	0,75	12,84	0,55	0,41	0,23	0,00	0,00	31,28	50,79	53,28	47,55	51,23	55,29	57,80	53,23	50,22	49,91	
Temperatura Topo (°C)	TI0525	15,96	10,26	11,53	27,25	118,34	118,71	118,90	119,04	119,07	85,73	17,99	13,13	11,81	12,57	12,81	12,13	11,41	11,57	37,72	58,87	59,36	60,24	59,54	59,56	56,43	61,42	59,50	58,21	
Temperatura Prato 50 (°C)	TI0524	24,11	12,50	11,40	28,51	126,30	126,52	126,57	126,63	126,69	98,58	33,00	15,95	12,65	29,67	34,27	21,77	12,01	11,60	41,30	64,75	66,09	64,99	64,71	64,83	63,94	65,76	65,14	64,50	
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0523	27,91	13,47	11,52	30,28	135,59	135,70	135,65	135,65	135,71	109,24	40,82	19,49	17,88	51,42	60,40	37,13	14,14	12,01	43,81	68,26	70,11	68,59	68,16	68,48	68,02	69,06	68,57	68,13	
Temperatura Prato 30 (°C)	TI0522	29,44	12,91	11,18	30,94	136,31	137,03	136,98	137,00	137,09	121,01	41,38	17,74	21,78	57,43	65,09	43,81	14,51	12,22	46,20	71,70	73,93	71,49	71,61	71,92	72,49	71,63	71,20	70,73	
Temperatura Prato 25 (°C)	TI0521	31,04	13,87	11,93	32,09	140,45	140,56	140,64	140,70	140,79	123,97	44,05	18,09	22,34	60,74	66,66	50,34	16,64	13,22	48,50	75,31	77,18	74,93	74,98	74,84	75,56	74,58	74,00	73,64	
Temperatura Prato 9 (°C)	TI0520	41,63	24,72	23,32	42,60	153,78	154,09	154,81	155,00	155,17	130,32	57,45	28,02	27,98	70,69	76,36	60,99	23,48	16,19	58,25	77,86	79,90	77,45	77,42	77,15	77,91	76,84	76,24	75,95	
Temperatura Prato 5 (°C)	TI0519	51,29	45,72	46,34	61,95	158,47	158,95	159,80	159,97	160,27	133,17	60,72	36,52	43,03	73,66	80,49	66,20	29,01	18,54	64,02	78,77	80,73	78,51	78,38	77,98	78,72	77,73	77,02	76,70	
Temperatura Fundo (°C)	TI0518	60,83	54,41	56,42	71,73	170,87	172,78	174,06	174,43	175,17	144,28	69,96	49,01	52,88	83,15	91,27	77,89	40,70	46,42	80,08	84,33	85,66	84,77	84,39	83,11	84,07	83,10	81,22	80,72	
Temperatura Entrada (°C)	TI0526	8,28	8,33	9,95	22,05	78,03	77,93	79,43	79,14	77,99	96,64	17,75	11,09	21,11	13,49	11,68	11,30	11,09	11,72	35,85	56,55	59,88	50,38	56,09	52,34	57,20	57,74	56,68	52,53	
Temperatura Out Reboiler E-0518 (°C)	TI0540	133,11	145,81	146,70	147,14	179,06	180,25	181,56	182,04	182,83	180,30	166,13	162,54	145,91	133,31	136,49	113,78	94,16	90,89	101,75	87,06	88,50	87,77	87,15	85,87	86,81	85,86	83,97	83,52	
Caudal VM E-0518 (kg/h)	FI0553_PV	0,00	0,00	0,00	1051,60	4999,45	5019,92	4999,31	5033,97	5106,43	2148,18	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	774,00	1365,78	1236,49	1489,86	1453,74	1466,60	1366,86	1539,74	1500,31	1533,61		
Caudal VM E-0518 (ton/d)		0,00	0,00	0,00	25,24	119,99	120,48	119,98	120,82	122,55	51,56	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	18,58	32,78	29,68	35,76	34,89	35,20	32,80	36,95	36,01	36,81		
Carga																														
Caudal Total ton/ d	FQd0554	5,91	9,68	3,47	74,22	460,05	465,69	465,67	465,69	465,69	257,63	19,85	22,91	61,34	18,79	17,31	17,68	17,52	17,27	133,14	212,20	204,69	213,29	212,83	212,84	212,83	212,83	213,04	212,84	
Caudal Refluxo (ton/ h)	FI0551_PV	1,10	1,11	1,22	2,63	5,17	5,00	4,82	4,73	4,71	3,59	2,65	2,65	2,65	2,66	2,65	2,65	2,65	2,65	10,89	18,40	18,21	18,80	19,41	19,91	20,10	20,77	21,38	21,67	
Caudal Refluxo (ton/ d)		26,46	26,72	29,22	63,23	124,13	119,98	115,59	113,40	113,03	86,07	63,59	63,64	63,62	63,75	63,63	63,65	63,61	63,49	261,27	441,63	437,00	451,21	465,82	477,78	482,50	498,49	513,17	520,05	
Caudal Gasolina Leve (ton/ d)	FQd0552	0,00	0,00	0,00	30,23	357,38	361,80	365,01	367,29	372,55	163,83	8,76	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	67,33	111,37	108,52	117,94	113,50	109,61	106,66	115,98	108,17	106,34	
Temperatura Out E-0514 (°C)																														
Fundo (SC-0554)																														
Caudal Total ton/ d	FI0554_PV	0,36	0,59	0,21	3,97	21,73	22,00	22,00	22,00	22,00	12,20	0,94	1,08	2,90	0,89	0,82	0,84	0,83	0,82	8,01	12,96	12,50	13,03	13,00	13,00	13,00	13,00	13,01	13,00	
		8,69	14,23	5,08	95,34	521,44	528,01	528,01	528,00	528,00	292,90	22,50	25,96	69,63	21,32	19,64	20,05	19,86	19,58	192,31	311,11	300,02	312,67	311,99	312,00	312,00	312,01	312,29	311,98	

T-0503																															
Pressão Topo D-0102 (kg/cm2)	PIC0570_PV	1,30	1,30	1,30	1,11	0,33	0,28	0,27	0,28	0,27	0,74	1,24	1,27	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30				
Nível Acumulador D-0522 (%)	LIC0559_PV	5,97	0,00	0,00	5,45	22,30	31,45	31,36	32,67	32,88	17,50	4,85	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	13,81	29,70	29,72	29,74	31,03	33,02				
Nível Fundo (%)	LIC0557_PV	0,00	0,00	0,00	1,36	53,60	48,02	49,54	49,59	49,99	66,84	0,00	0,00	13,53	1,50	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	24,78	50,04	50,50	54,42	55,00	50,81				
Temperatura Topo (°C)	TI0534	23,16	10,46	11,09	19,50	105,08	96,46	96,84	95,37	93,40	69,08	16,83	12,26	11,47	14,96	11,75	11,40	11,13	11,48	39,27	69,79	70,25	69,23	69,05	68,63	68,60	68,87				
Temperatura Entrada (°C)	TI0536	8,79	8,49	10,10	28,10	163,86	164,80	165,57	165,82	166,28	137,87	17,41	10,91	20,70	15,58	11,77	11,69	11,67	11,78	61,21	107,71	107,74	92,97	103,69	102,63	104,18	100,62				
Temperatura Prato 50 (°C)	TI0533	39,39	17,22	13,36	22,69	128,67	122,65	121,33	123,06	121,26	92,01	30,95	18,06	13,26	24,04	14,52	12,37	11,56	11,39	42,48	74,56	74,25	73,98	74,01	73,53	73,72	73,16				
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0532	41,09	17,22	13,24	26,14	141,31	135,27	133,80	136,73	135,20	101,57	33,61	18,50	15,74	28,51	15,11	12,74	11,94	11,81	47,14	80,69	79,17	79,63	80,35	78,72	79,79	78,60				
Temperatura Prato 30 (°C)	TI0531	43,48	17,42	12,92	26,87	147,58	141,86	140,93	144,21	142,64	120,21	47,17	19,85	21,84	31,11	15,40	12,60	11,58	11,46	49,11	84,62	84,62	83,92	84,20	82,36	83,47	82,47				
Temperatura Prato 9 (°C)	TI0529	56,75	29,16	21,30	32,94	162,60	159,28	158,06	160,25	158,78	133,86	73,27	44,53	34,79	39,98	23,06	17,17	14,56	13,38	54,50	98,67	92,85	99,72	99,22	99,00	98,33	99,33				
Temperatura Prato 5 (°C)	TI0528	61,98	36,38	29,24	39,19	165,62	162,61	161,77	163,09	161,72	135,61	107,50	61,24	42,09	44,88	26,63	19,25	15,62	14,13	55,33	100,87	94,15	101,61	101,49	101,52	101,53	101,86				
Temperatura Fundo (°C)	TI0527	57,32	30,21	27,58	42,06	179,61	180,14	180,15	177,94	176,66	150,25	127,77	55,35	51,48	59,17	32,34	22,14	16,52	13,73	56,38	105,33	98,18	105,99	106,14	106,54	107,49	106,52				
Temperatura Out E-0519 (°C)	TI0541	144,07	161,62	119,69	127,04	188,64	189,96	191,52	187,24	185,81	161,35	149,00	152,41	165,49	148,55	150,09	143,83	126,37	44,53	67,15	108,29	101,16	108,91	109,11	109,59	110,47	109,54				
Caudal VM E-0519 (°C)	FI0559_PV	0,10	0,27	0,51	0,81	3,07	2,85	2,96	2,38	3,01	1,38	0,07	0,03	0,16	0,09	0,03	0,04	0,02	0,00	1,06	1,98	1,53	1,92	1,94	2,15	2,06	2,16				
Caudal VM ton/d		2,38	6,46	12,35	19,51	73,76	68,44	70,98	57,14	72,20	33,04	1,59	0,68	3,91	2,09	0,68	0,93	0,43	0,01	25,46	47,58	36,76	46,01	46,64	51,58	49,41	47,92				
Topo (SC-0103)																															
Caudal Total ton/d		80,38	80,68	81,46	96,86	148,80	142,26	126,03	144,87	138,58	88,64	30,65	27,96	26,37	26,35	26,14	26,34	26,30	26,21	157,03	309,79	280,38	292,37	303,53	325,94	329,43	326,43	349,12	354,45		
Caudal Refluxo (ton/d)	FI0558_PV	0,05	0,05	0,08	0,78	4,22	3,79	3,25	4,19	4,02	2,26	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	5,09	10,52	9,69	9,92	9,96	10,40	10,22	10,04	10,34	10,38			
Caudal Refluxo (ton/d)		1,16	1,24	1,82	18,63	101,30	91,02	77,97	100,45	96,58	54,25	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	122,26	252,50	232,46	238,06	238,98	249,70	245,30	241,06	248,07	249,01			
Caudal Corte Hexano/C9 II (ton/d)	FQd0560	79,22	79,44	79,64	78,23	47,50	51,24	48,06	44,42	42,00	34,39	30,65	27,96	26,37	26,35	26,14	26,34	26,30	26,21	34,77	57,29	47,92	54,31	64,55	76,24	84,13	85,37	101,05	105,44		
Temperatura Out E-0521 (°C)	TI0542	9,61	10,01	11,73	12,85	22,58	23,68	24,25	24,51	26,10	23,64	15,45	12,81	12,11	10,39	12,76	12,16	12,40	12,52	18,64	23,93	25,78	24,71	24,61	24,18	25,60	28,70	29,38	26,86		
Fundo (SC-0105)																															
Caudal ton/d	FQd0557	2,07	2,02	2,05	2,52	20,66	22,99	23,65	28,25	27,72	29,36	6,22	6,57	10,94	8,08	6,60	6,63	6,67	6,56	34,61	62,57	79,89	48,18	61,56	15,44	24,82	10,97	9,24	7,81		
T-0501A																															
Pressão Topo (kg/cm2)	PIC0505_PV	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30		
Nível D-0502A (%)	LIC0504_PV	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	69,64	80,07	80,02	79,95		
Nível Fundo D-0501A (%)	LIC0503	2602,03	395,40	401,14	407,50	411,41	413,29	415,07	417,18	420,56	423,95	425,36	426,75	428,66	430,16	432,94	435,65	437,91	440,40	443,89	446,04	448,23	451,21	452,98	454,86	457,45	459,96	462,45	464,01		
Temperatura Topo (°C)	TI0506	9,33	9,58	11,32	11,81	10,98	12,23	12,12	12,18	14,10	15,41	13,52	11,85	11,58	9,35	11,53	11,04	11,70	11,35	14,17	13,08	13,28	15,54	13,92	88,52	99,90	100,12	100,22	99,82		
Temperatura Corrente Entrada (°C)	TI0536	8,79	8,49	10,10	28,10	163,86	164,80	165,57	165,82	166,28	137,87	17,41	10,91	20,70	15,58	11,77	11,69	11,67	11,78	61,21	107,71	107,74	92,97	103,69	102,63	104,18	100,62	102,31	103,13		
Temperatura Prato 37 (°C)	TI0505	11,69	10,46	11,83	12,30	11,91	12,79	13,21	12,85	14,70	16,55	14,21	12,85	12,28	9,74	12,08	11,38	12,42	11,59	14,78	13,71	13,74	16,01	14,26	93,89	103,62	103,75	103,89	103,40		
Temperatura Prato 25 (°C)	TI0504	12,25	10,56	11,72	12,20	11,89	12,68	13,17	13,49	16,75	19,16	14,72	13,03	14,00	10,22	11,81	11,37	12,25	11,81	14,52	14,09	14,45	15,83	14,10	98,30	106,55	106,75	107,03	106,45		
Temperatura Prato 13 (°C)	TI0503	17,05	27,25	61,67	71,03	62,75	60,80	61,16	41,88	19,50	28,85	28,78	85,71	32,57	12,53	11,91	11,43	11,85	11,52	14,63	14,11	14,17	15,08	13,88	100,65	108,08	108,67	109,54	108,12		
Temperatura In D-0501A (°C)	TI0502	101,33	101,17	101,49	101,52	101,48	101,29	101,02	99,26	98,26	99,77	99,49	100,84	97,39	97,80	98,89	87,80	53,64	39,11	40,77	95,57	100,16	100,12	100,99	106,80	112,11	113,84	116,69	115,63		
Temperatura Out D-0501A (°C)	TI0541	144,07	161,62	119,69	127,04	188,64	189,96	191,52	187,24	185,81	161,35	149,00	152,41	165,49	148,55	150,09	143,83	126,37	44,53	67,15	108,29	101,16	108,91	109,11	109,59	110,47	109,54	109,98	110,01		
VM E-0525A (kg/h)	FI0503_PV	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1077,95	1195,68	1211,50	1218,37	1212,80
VM E-0525A (ton/d)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	25,87	28,70	29,08	29,24	29,11
Topo (SC-0503)																															
Caudal Total ton/d		1,16	1,15	1,06	1,05	1,05	1,00	0,96	0,89	0,79	0,77	0,83	0,89	0,88	0,91	0,84	0,87	0,92	0,91	0,77	0,75	0,81	0,78	0,74	208,43	235,49	239,74	239,95	236,55		
Caudal Refluxo (ton/h)	FI0504_PV	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	7,35	8,50	8,50	8,50	8,50		
Caudal Refluxo (ton/d)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	176,30	203,99	204,02	204,00	203,99		
Caudal Armazenagem (ton/d)	FQd0506	1,16	1,15	1,06	1,05	1,05	1,00	0,96	0,89	0,79	0,77	0,83	0,89	0,88	0,91	0,84	0,87	0,92	0,91	0,77	0,75	0,81	0,78	0,74	32,13	31,50	35,72	35,95	32,56		
Temperatura Out E-0505 (°C)	TI0508	8,41	8,89	10,55	10,46	10,19	11,26	11,87	12,49	14,75	16,14	13,65	11,59	11,32	9,60	11,64	11,25	11,74	11,98	14,36	13,66	14,10	14,67	13,23	20,44	24,32	24,33	22,98	21,99		

Tabela H.3. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0500 para o mês de Março.

Disponibilidade	Capacidade	Modo	h																														
			% Hexano																														
			Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano				
Caudal V.M.P.	FI0610	5,33	5,23	5,34	5,31	5,13	4,97	4,96	4,91	4,90	4,98	5,15	5,32	4,31	4,21	4,24	4,27	4,25	4,39	4,45	4,38	4,23	4,24	4,34	4,24	4,22	4,37	4,40	4,41	4,33	4,36	4,32	
Caudal V.M.P.		127,88	125,44	128,25	127,37	123,12	119,32	119,03	117,96	117,59	119,59	123,66	127,76	103,39	101,02	101,74	102,57	102,09	105,41	106,70	105,14	101,48	101,78	104,17	101,76	101,17	104,86	105,61	105,76	103,85	104,53	103,65	
Caudal V.A.P.	FQd0576	0,11	0,12	0,12	0,13	0,13	0,14	0,14	0,15	0,16	0,18	0,18	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,18	0,18	0,18	0,18	0,18	0,18	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17		
T-0502																																	
Pressão Topo (barg)	PIC0556_PV	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	
Nível D-0521 (%)	LIC0553_PV	32,96	33,12	32,80	32,99	33,10	32,95	32,99	33,06	35,31	35,06	34,90	35,01	35,03	35,08	34,93	34,98	35,06	34,95	34,97	34,94	35,05	35,01	34,96	35,02	34,99	35,04	35,00	34,98	35,03	34,95	34,96	
Nível Fundo (%)	LIC0555_PV	51,44	51,77	53,05	56,30	52,73	50,82	51,72	52,57	54,28	54,58	51,84	50,00	49,80	49,87	49,96	50,23	50,02	49,88	50,25	53,70	56,79	60,14	60,18	59,85	59,98	59,98	60,01	59,88	59,88	60,47	57,60	
Temperatura Topo (°C)	TI0525	56,03	55,33	56,83	44,82	48,39	53,74	50,84	49,65	55,45	58,30	58,35	54,64	55,23	56,54	57,36	57,82	56,90	57,10	57,06	52,73	51,87	54,12	50,83	50,26	50,80	50,74	51,49	52,85	53,79	52,89	49,13	
Temperatura Prato 50 (°C)	TI0524	63,46	63,29	63,80	57,14	58,85	62,68	61,54	61,16	63,65	64,93	64,82	63,10	63,17	63,85	64,35	64,51	63,96	64,03	63,94	62,36	62,31	62,78	61,34	61,20	61,37	61,39	61,72	62,19	62,50	62,14	60,75	
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0523	67,52	67,46	67,70	65,04	66,39	67,27	66,33	65,94	67,73	68,40	68,27	67,25	67,21	67,65	67,98	68,22	67,75	67,75	67,68	66,64	66,69	66,88	65,71	65,64	65,72	65,80	66,11	66,50	66,11	66,43	65,50	
Temperatura Prato 30 (°C)	TI0522	70,87	71,06	70,90	71,25	72,66	72,99	72,34	71,87	71,98	71,52	70,84	70,56	70,07	70,18	70,33	70,55	70,16	69,93	70,09	70,70	71,14	70,53	69,91	69,86	69,74	69,81	69,99	70,15	70,25	70,38	70,33	
Temperatura Prato 25 (°C)	TI0521	73,79	74,44	73,93	73,94	75,60	76,10	75,25	75,25	75,42	74,80	74,49	74,00	74,01	74,00	73,93	73,76	73,61	73,66	74,16	74,55	74,25	73,82	73,83	73,82	73,87	73,91	73,94	73,98	74,01	73,93	73,93	
Temperatura Prato 9 (°C)	TI0520	76,13	76,86	76,29	76,52	78,17	78,58	78,18	77,93	77,89	77,76	77,16	76,92	76,43	76,41	76,40	76,29	76,16	76,01	76,07	76,59	76,98	76,75	76,44	76,45	76,46	76,43	76,47	76,45	76,46	76,51	76,52	
Temperatura Prato 5 (°C)	TI0519	76,87	77,67	77,07	77,20	78,94	79,39	78,95	78,70	78,70	78,67	78,09	77,71	77,21	77,23	77,22	77,12	76,97	76,82	76,90	77,36	77,75	77,24	77,26	77,25	77,21	77,24	77,22	77,23	77,28	77,31		
Temperatura Fundo (°C)	TI0518	80,98	82,65	81,48	81,00	83,73	84,46	83,70	83,40	83,71	84,36	83,58	82,63	81,91	81,96	81,80	81,68	81,37	81,26	81,28	81,61	82,33	82,30	81,92	81,90	81,86	81,82	81,90	81,82	81,92	81,87		
Temperatura Entrada (°C)	TI0526	53,29	56,91	56,70	61,46	61,20	63,12	61,73	64,26	62,49	56,51	55,55	53,90	52,96	50,30	49,44	49,13	50,02	48,40	50,62	55,04	56,51	56,66	55,64	57,68	57,14	55,06	55,35	53,76	56,91	59,31		
Temperatura Out Reboiler E-0518 (°C)	TI0540	83,78	85,49	84,29	83,81	86,57	87,19	86,44	86,14	86,44	87,06	86,33	85,37	84,66	84,72	84,64	84,45	84,09	84,02	83,99	84,28	85,01	85,01	84,65	84,61	84,56	84,62	84,69	84,69	84,60	84,67	84,56	
Caudal VM E-0518 (kg/h)	FI0553_PV	1513,86	1517,81	1505,08	1222,46	1240,67	1262,82	1227,85	1204,23	1310,84	1540,05	1633,96	1576,45	1605,34	1649,30	1675,25	1713,52	1667,61	1724,18	1676,61	1488,89	1429,78	1507,54	1494,84	1452,43	1453,69	1514,88	1526,94	1542,64	1515,83	1488,15	1370,92	
Caudal VM E-0518 (ton/d)		36,33	36,43	36,12	29,34	29,78	30,31	29,47	28,90	31,46	36,96	39,22	37,83	38,53	39,58	40,21	41,12	40,02	41,38	40,24	35,73	34,31	36,18	35,88	34,86	34,89	36,36	36,65	37,02	36,38	35,72	32,90	
Carga																																	
Caudal Total ton/d	FQd0554	212,41	211,99	211,99	211,99	211,99	211,98	212,00	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99	211,99
Caudal Refluxo (ton/h)	FI0551_PV	22,12	22,31	22,50	22,32	21,93	22,39	22,55	22,71	20,91	18,86	19,60	19,80	19,80	19,80	19,80	20,18	20,20	20,27	20,49	20,31	19,73	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	20,00	19,76	
Caudal Refluxo (ton/d)		530,93	535,48	539,93	535,69	526,44	537,28	541,25	545,04	501,91	452,57	470,51	475,20	475,20	475,20	475,20	484,26	484,79	486,60	491,85	487,49	473,55	480,00	480,01	480,00	480,00	479,99	480,01	480,02	480,00	479,90	474,28	
Caudal Gasolina Leve (ton/d)	FQd0552	102,85	104,91	104,82	95,92	98,98	99,03	97,51	98,14	103,56	109,76	111,35	103,22	104,61	106,74	107,86	107,30	106,17	107,82	105,98	98,79	98,65	100,72	97,95	97,95	98,09	98,05	93,80	98,68	99,22	97,40	94,83	
Temperatura Out E-0514 (°C)																																	
Fundo (SC-0554)																																	
Caudal Total ton/d	FI0554_PV	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	12,98	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	12,39	
		312,01	311,99	312,02	311,99	312,01	311,99	312,02	312,00	312,00	311,99	311,99	312,00	312,01	312,08	311,49	312,02	311,96	312,03	312,03	311,99	312,00	312,00	312,01	311,99	312,02	312,03	312,01	312,00	312,00	312,01	297,44	
T-0503																																	
Pressão Topo D-0102 (kg/cm2)	PIC0570_PV	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	
Nível Acumulador D-0522 (%)	LIC0559_PV	32,99	32,96	33,09	32,98	32,92	33,04	33,01	32,97	32,99	32,98	33,05	33,01	32,99	33,00	33,00	33,03	32,99	32,99	33,02	33,02	32,97	33,03	32,99	33,01	33,00	32,98	33,01	33,00	33,02	32,98		
Nível Fundo (%)	LIC0557_PV	54,01	53,94	53,09	52,01	57,51	62,64	62,65	62,65	62,49	57,16	48,11	48,39	49,71	50,01	49,99	49,98	50,03	49,99	50,00	50,01	49,99	50,00	50,00	49,99	50,01	50,01	49,99	49,99	50,00	50,01		
Temperatura Topo (°C)	TI0534	68,30	68,36	68,44	67,62	67,95	68,64	68,42	68,17	68,44	68,94	69,21	68,75	68,84	68,74	69,08	69,11	68,96	68,83	68,93	68,87	68,51	68,92	68,52	68,45	68,59	68,50	68,71	68,66	68,77	68,75	68,50	
Temperatura Entrada (°C)	TI0536	105,29	106,91	106,86	110,44	110,31	111,05	111,26	110,77	109,02	107,48	106,44	107,90	107,00	107,23	106,04	106,77	107,04	106,23	107,02	110,53	111,18	110,56	110,69	111,11	111,02	110,35	110,11	110,81	110,96	112,26	113,67	
Temperatura Prato 50 (°C)	TI0533	73,63	73,72	73,11	73,01	73,62	74,50	74,41	73,69	72,72	72,79	73,09	73,38	73,99	73,22	73,48	73,59	73,47	73,15	73,52	74,10	73,39	74,22	73,89	73,73	73,72	73,33	73,66	73,34	73,43	73,60	73,22	
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0532	78,23	79,31	78,14	78,79	80,50	81,65	81,12	80,42	79,13	78,43	78,21	79,16	79,01	78,64	78,63	78,61	78,68	78,21	78,61	79,19	79,25	79,82	79,34	79,31	79,32	78,87	79,21	78,89	79,08	79,31	79,17	
Temperatura Prato 30 (°C)	TI0531	81,07	82,70	81,83	82,23	84,28	85,23	84,60	84,19	83,79	83,61	83,23	82,80	82,17	82,05	82,02	81,91	81,64	81,45	81,59	82,28	82,97	82,97	82,61	82,76	82,70	82,54	82,75	82,67	82,68	82,93	83,05	
Temperatura Prato 9 (°C)	TI0529	98,79	98,34	97,56	97,01	97,55	97,56	97,35	97,22	97,38	97,95	98,25	97,62	97,56	97,56	97,95	98,03	97,63	97,93	97,34	97,26	97,51	97,34	97,26	97,24	97,26	97,27	97,26	97,16	97,09	97,32		
Temperatura Prato 5 (°C)	TI0528	101,56	101,38	100,96	101,02	101,04	101,06	101,07	101,07	101,07	101,21	101,26	101,27	101,23	101,24	101,28	101,26	101,31	101,27	101,30	101,35	101,35	101,31	101,28	101,30	101,03	101,30	101,29	101,29	101,28	101,32		
Temperatura Fundo (°C)	TI0527	107,18	107,02	107,06	107,35	106,89	107,13	107,55	107,07	107,64	107,52	107,39	107,17	107,52	107,43	107,28	107,10	1															

Análise Exergética da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos

Caudal Refluxo (ton/ d)	FIC0558_PV	10,34	10,36	10,87	11,21	10,85	10,88	10,97	10,95	10,77	10,43	10,41	10,18	9,79	9,90	9,83	9,88	9,98	9,87	9,95	10,44	10,64	10,17	10,21	10,30	10,26	10,28	10,15	10,26	10,20	10,37	10,40
Caudal Refluxo (ton/ d)		248,10	248,58	260,80	269,09	260,38	261,14	263,22	262,76	258,42	250,37	249,74	244,37	234,97	237,66	235,96	237,21	239,43	236,87	238,84	250,63	255,29	243,98	245,14	247,20	246,28	246,83	243,71	246,30	244,87	248,91	249,65
Caudal Corte Hexano/C9 II (ton/ d)	FQd0560	110,30	102,42	107,50	120,60	105,32	102,42	107,86	108,36	103,78	99,92	102,08	112,55	114,46	113,21	113,48	115,74	118,51	117,85	120,90	128,32	125,14	123,93	128,38	128,93	130,39	131,83	126,48	133,12	133,79	136,47	136,65
Temperatura Out E-0521 (°C)	TI0542	26,39	25,77	26,93	27,89	25,04	26,36	25,53	28,65	28,62	27,12	27,59	25,87	26,23	24,52	24,84	24,14	24,03	23,87	25,01	25,06	24,24	26,94	25,57	27,42	26,99	22,89	25,99	24,80	28,12	26,19	28,13
Fundo (SC-0105)																																
Caudal ton/ d	FQd0557	12,37	20,54	16,81	26,23	26,74	28,49	27,62	25,33	16,03	4,66	4,71	8,01	49,51	54,29	52,41	51,94	52,12	50,28	51,45	59,99	65,30	60,81	62,70	62,82	61,57	61,94	59,09	60,74	59,59	62,10	62,84

Temperatura Out E-0520 (°C)	TI0543	20,72	20,83	21,16	21,57	21,68	24,35	24,41	24,68	23,91	24,67	23,21	22,40	24,76	24,31	24,88	23,99	24,12	23,57	25,25	27,52	27,46	27,62	26,46	28,38	28,18	24,75	26,53	25,83	28,17	27,58	28,64		
BALANÇO COLUNA T-0503																																		
Desvio	%																																	
T-0501A																																		
Pressão Topo (kg/cm2)	PIC0505_PV	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	
Nível D-0502A (%)	LIC0504_PV	80,03	79,99	80,00	80,04	80,03	79,91	79,96	80,02	80,02	80,00	80,66	79,92	13,38	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Nível Fundo D-0501A (%)	LI0503	465,60	467,44	469,64	471,95	473,91	1079,92	3941,48	410,54	3925,02	3058,76	2062,95	5029,91	5016,64	5001,85	4997,59	4993,96	5000,27	5000,53	5006,27	5018,59	5027,68	5031,46	5030,45	5029,69	5030,97	5028,08	5020,96	5018,29	5018,54	5020,90	5024,06		
Temperatura Topo (°C)	TI0506	100,01	99,90	99,68	99,64	99,65	99,24	98,52	97,73	97,82	97,76	98,15	99,46	39,27	11,69	12,82	11,93	16,31	13,61	15,94	18,75	18,89	17,90	15,60	16,32	16,36	14,06	13,40	13,10	14,25	14,74	15,93		
Temperatura Corrente Entrada (°C)	TI0536	105,29	106,91	106,86	110,44	110,31	111,05	111,26	110,77	109,02	107,48	106,44	107,90	107,00	107,23	106,04	106,77	107,04	106,23	107,02	110,53	111,18	110,56	110,69	111,11	111,02	110,35	110,11	110,81	110,96	112,26	113,67		
Temperatura Prato 37 (°C)	TI0505	103,59	103,55	103,36	103,53	103,22	102,79	102,12	101,14	101,26	101,20	101,49	102,96	48,24	14,62	14,04	12,64	16,54	14,19	16,19	18,78	19,23	18,45	16,43	16,95	17,33	15,05	14,36	13,66	14,88	15,14	16,58		
Temperatura Prato 25 (°C)	TI0504	106,63	106,65	106,49	107,27	106,77	105,89	105,20	104,57	104,66	104,48	104,66	106,18	54,86	16,06	14,87	12,83	16,42	14,03	16,04	18,70	19,19	18,46	16,59	16,94	17,24	15,39	14,79	14,04	15,13	15,18	16,27		
Temperatura Prato 13 (°C)	TI0503	108,27	108,57	108,55	110,56	109,88	108,05	106,51	105,98	105,99	105,78	105,97	108,59	62,11	21,15	16,22	13,69	16,49	14,47	16,23	18,78	19,77	19,27	17,35	17,36	17,56	15,73	15,09	13,76	15,12	14,94	16,30		
Temperatura In D-0501A (°C)	TI0502	115,63	115,87	115,94	116,93	115,01	113,92	109,29	106,60	106,17	105,70	106,21	112,46	104,74	103,32	101,99	103,09	103,12	103,83	104,29	104,24	104,12	104,04	103,92	104,56	104,11	102,02	102,89	101,96	104,36	104,18	105,00		
Temperatura Out D-0501A (°C)	TI0541	110,32	110,13	110,21	110,46	110,00	110,14	110,51	110,62	110,50	110,39	110,30	110,63	110,48	110,32	110,20	110,14	110,22	110,06	110,10	110,69	110,95	110,45	110,58	110,60	110,78	110,84	110,80	110,90	110,86	110,96	110,96		
VM E-0525A (kg/h)	FIC0503_PV	1228,86	1222,73	1225,34	1235,26	1241,02	1158,12	1110,73	1101,36	1085,73	1065,07	1121,62	1224,37	158,28	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00		
VM E-0525A (ton/d)		29,49	29,35	29,41	29,65	29,78	27,79	26,66	26,43	26,06	25,56	26,92	29,38	3,80	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00		
Topo (SC-0503)																																		
Caudal Total ton/ d		238,03	237,48	238,86	241,37	245,41	239,97	232,22	232,48	231,87	233,83	244,19	254,43	38,08	0,72	0,72	0,73	0,72	0,74	0,67	0,64	0,65	0,61	0,69	0,62	0,56	0,56	0,66	0,60	0,65	0,61	0,67		

Caudal Refluxo (ton/ h)	FIC0504_PV	8,50	8,50	8,50	8,51	8,50	8,51	8,41	8,64	8,58	8,60	8,76	8,80	1,41	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Caudal Refluxo (ton/ d)		203,98	204,01	204,01	204,13	204,00	204,33	201,89	207,25	205,97	206,38	210,15	211,20	33,78	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Caudal Armazenagem (ton/ d)	FQd0506	34,05	33,47	34,85	37,24	41,41	35,64	30,33	25,23	25,90	27,45	34,04	43,23	4,30	0,72	0,72	0,73	0,72	0,74	0,67	0,64	0,65	0,61	0,69	0,62	0,56	0,56	0,66	0,60	0,65	0,61	0,67
Temperatura Out E-0505 (°C)	TI0508	21,48	20,90	21,50	21,21	21,57	23,75	24,02	24,18	23,98	25,64	25,66	25,49	13,89	11,09	13,11	11,89	14,41	13,11	16,07	18,55	18,55	18,29	16,64	16,94	17,30	14,04	14,73	13,54	15,18	14,94	16,62

Tabela H.4. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0500 para o mês de Abril.

Disponibilidade	h																																
	%																																
Capacidade	Modo																																
		Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	FS	FS	FS	FS	FS	C9s	C9s	C9s	C9s	C9s	C9s	C9s	C9s	C9s	FS	Hexano
Caudal V.M.P.	FIO610	4,07	4,10	4,15	4,25	4,18	4,22	4,31	4,33	4,41	4,42	4,55	4,49	0,48	0,01	0,00	0,01	0,00	0,10	7,99	8,89	8,99	9,06	8,88	8,52	8,50	6,37	0,53	4,00	4,17	4,08		
Caudal V.M.P.		97,59	98,49	99,53	101,92	100,38	101,22	103,47	103,93	105,84	105,97	109,29	107,84	11,45	0,15	0,08	0,15	0,09	2,50	191,79	213,42	215,65	217,34	213,19	204,37	203,93	152,89	12,70	95,92	100,04	98,00		
Caudal V.A.P.	FQd0576	0,16	0,16	0,15	0,16	0,15	0,13	0,14	0,14	0,14	0,14	0,13	0,13	0,03	0,05	0,00	0,04	0,05	0,00	0,05	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	
T-0502																																	
Pressão Topo (bar)	PIC0556_PV	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,29	1,30	1,30	1,29	1,30	1,04	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,32	0,52	1,29	1,30	1,30	1,30
Nível D-0521 (%)	LIC0553_PV	35,00	35,09	35,02	34,95	35,00	34,96	34,97	35,00	35,02	34,94	34,56	35,00	7,20	0,67	3,06	17,80	0,37	0,20	58,76	55,81	53,78	51,24	51,97	54,31	56,27	62,07	6,88	25,07	27,39	33,94		
Nível Fundo (%)	LIC0555_PV	55,84	55,47	55,85	56,35	56,02	56,14	56,28	56,02	55,90	56,18	52,92	50,01	19,50	0,02	0,03	0,05	0,02	12,92	59,50	57,90	59,71	58,25	57,93	57,93	64,80	31,39	59,64	57,06	50,70			
Temperatura Topo (°C)	TI0525	45,50	53,26	56,72	55,56	55,59	54,37	51,41	51,27	51,33	51,65	55,28	55,19	45,33	21,58	19,88	20,98	19,74	22,52	114,98	118,90	119,11	119,05	119,09	119,14	119,18	106,49	30,85	58,42	58,84	58,50		
Temperatura Prato 50 (°C)	TI0524	58,88	62,56	63,79	63,05	63,22	62,76	62,02	62,00	62,08	62,18	63,08	63,10	51,65	30,37	22,58	21,63	20,70	24,45	124,56	127,97	128,27	128,18	128,26	128,26	128,28	111,01	32,92	64,74	64,92	64,87		
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0523	64,83	66,76	67,50	67,05	67,19	66,79	66,43	66,44	66,54	66,63	67,38	67,33	57,48	32,20	23,26	21,85	20,90	26,94	135,07	138,04	138,32	138,28	138,27	138,24	138,20	122,69	38,36	68,29	68,49	68,60		
Temperatura Prato 30 (°C)	TI0522	70,88	71,15	70,98	70,65	70,83	70,56	71,08	71,08	71,10	71,17	71,90	72,31	60,04	30,21	22,16	21,39	20,53	27,41	135,97	139,85	139,97	140,05	139,99	139,95	139,91	135,75	55,16	72,48	72,49	73,01		
Temperatura Prato 25 (°C)	TI0521	74,44	75,25	75,24	74,72	74,74	74,52	74,57	74,57	74,64	74,77	75,39	62,17	30,77	22,77	21,82	20,85	28,42	143,04	143,44	143,85	143,82	143,78	143,76	143,79	143,79	139,66	63,74	75,94	75,95	75,94		
Temperatura Prato 9 (°C)	TI0520	77,23	77,77	77,68	77,22	77,23	77,06	76,97	76,99	76,93	76,98	77,19	77,78	66,40	38,56	32,24	32,14	31,53	38,98	153,38	157,08	158,44	158,50	158,48	158,48	149,72	70,59	78,30	78,35	78,26			
Topo (SC-0551)	TI0519	78,04	78,67	78,73	78,18	78,14	77,94	77,79	77,82	77,75	77,81	78,24	78,82	68,11	50,87	52,58	54,85	54,41	59,12	157,70	161,87	163,05	163,34	163,42	163,41	163,43	153,60	75,73	79,27	79,39	79,21		
Caudal Total ton/d		543,47	553,04	578,54	581,89	580,14	592,74	590,19	590,08	590,13	589,80	572,46	568,90	188,92	113,56	91,88	62,72	78,01	90,61	482,26	500,81	480,59	488,43	489,47	492,03	492,21	381,08	166,50	586,25	588,12	592,45		
Temperatura Fundo (°C)	TI0518	82,61	84,24	85,23	84,29	83,73	83,07	82,65	82,66	82,74	82,82	83,78	84,85	75,02	63,35	63,38	65,74	66,70	69,50	169,97	175,76	175,73	176,77	176,47	176,75	177,07	158,41	85,37	84,85	85,16	84,56		
Temperatura Entrada (°C)	TI0526	64,25	63,14	59,85	57,46	59,04	61,05	59,57	59,34	57,16	56,54	60,52	61,73	40,74	17,94	18,88	20,60	19,23	28,53	75,74	77,74	77,60	77,41	77,83	77,85	77,86	93,07	50,10	59,97	55,55	59,78		
Temperatura Out Reboiler E-0518 (°C)	TI0540	85,26	86,93	88,02	87,08	86,40	85,68	85,22	85,25	85,42	85,54	86,76	87,54	98,98	139,74	160,01	159,72	161,27	150,85	177,65	183,31	182,85	184,20	183,74	184,18	184,54	182,13	164,00	87,49	87,95	87,20		
Caudal VM E-0518 (kg/h)	FIC0553_PV	1158,14	1352,92	1542,65	1543,20	1463,98	1437,56	1388,93	1401,73	1461,26	1479,35	1445,73	1361,33	141,37	0,00	0,00	0,00	0,00	15,38	5344,04	5549,51	5538,12	5616,44	5569,61	5591,51	5588,52	3457,68	193,91	1350,82	1389,00	1334,11		
Caudal VM E-0518 (ton/d)		27,80	32,47	37,02	37,04	35,14	34,50	33,33	33,64	35,07	35,50	34,70	32,67	3,39	0,00	0,00	0,00	0,00	0,37	128,26	133,19	132,91	134,79	133,67	134,20	134,12	82,98	4,65	32,42	33,34	32,02		
Carga																																	
Caudal Total ton/d	FQd0554	195,58	195,51	195,51	195,51	195,51	195,51	195,51	195,51	195,51	195,51	186,14	179,22	56,07	12,31	10,22	8,99	10,44	29,10	443,19	465,70	465,70	465,70	465,70	465,70	465,70	372,79	73,27	211,80	209,84	211,80		
Caudal Refluxo (ton/h)	FIC0551_PV	18,75	18,89	19,76	20,05	20,01	20,60	20,70	20,70	20,70	20,70	19,88	19,80	4,20	1,16	0,49	0,11	0,02	2,19	6,50	6,27	5,69	5,69	5,69	5,69	5,69	4,45	5,90	20,07	20,10	20,45		
Caudal Refluxo (ton/d)		450,07	453,35	474,27	481,25	480,13	494,38	496,81	496,79	496,80	496,80	477,22	475,20	100,81	27,80	11,71	2,69	0,50	52,45	155,90	150,52	136,63	136,64	136,63	136,63	106,79	141,59	481,77	482,45	490,82			
Caudal Gasolina Leve (ton/d)	FQd0552	93,40	99,69	104,27	100,64	100,01	98,36	93,38	93,29	93,33	93,00	95,25	93,70	88,11	85,76	83,14	80,03	77,51	38,36	326,36	349,89	343,96	351,79	352,84	355,40	355,58	274,27	24,91	104,48	105,67	101,63		
Temperatura Out E-0514 (°C)																																	
Fundo (SC-0554)																																	
Caudal Total ton/d	FIC0554_PV	12,00	12,00	12,00	12,00	12,00	12,00	12,00	12,00	12,00	11,43	11,00	3,44	0,76	0,63	0,55	0,64	1,46	20,92	22,00	22,00	22,00	22,00	22,00	22,00	22,00	15,30	4,06	13,00	12,88	13,00		
		288,00	288,01	287,99	288,00	288,00	288,00	288,00	288,00	287,98	287,99	274,22	264,00	82,63	18,14	15,05	13,25	15,37	35,02	502,18	528,00	528,00	528,02	527,99	528,00	528,00	367,29	97,42	312,00	309,10	311,99		
T-0503																																	
Pressão Topo D-0102 (kg/cm2)	PIC0570_PV	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,07	0,31	0,28	0,28	0,27	0,27	0,28	0,28	0,50	1,30	1,30	1,30	1,30			
Nível Acumulador D-0522 (%)	LIC0559_PV	32,97	32,97	32,98	33,03	33,01	33,01	33,01	33,00	32,99	33,02	32,93	32,99	5,60	0,41	0,00	13,88	0,00	0,00	22,68	25,34	24,99	27,00	24,97	24,97	25,01	21,37	5,48	25,01	26,80	34,06		
Nível Fundo (%)	LIC0557_PV	49,98	50,00	50,00	50,00	49,99	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	33,57	0,00	0,40	22,50	0,00	0,00	53,55	59,96	59,30	59,67	60,02	59,98	60,00	75,94	26,47	59,92	56,12	52,05			
Temperatura Topo (°C)	TI0534	68,39	68,92	69,51	69,31	69,26	69,34	69,09	69,11	69,05	69,12	69,49	69,45	52,25	20,56	19,67	20,80	19,65	18,82	83,64	99,33	101,42	98,86	100,42	100,61	101,05	93,40	31,45	69,32	69,26	68,90		
Temperatura Entrada (°C)	TI0536	115,02	112,51	110,96	112,39	112,59	112,84	115,60	115,78	115,19	115,26	112,29	111,61	69,67	16,98	18,83	20,22	19,03	17,65	154,54	172,63	170,80	171,86	171,92	171,45	171,81	159,73	62,81	107,67	97,71	109,33		
Temperatura Prato 50 (°C)	TI0533	73,41	72,92	73,88	73,97	73,71	73,66	73,75	73,97	73,68	74,02	74,17	73,75	58,59	30,81	22,90	21,83	20,62	19,88	103,47	123,05	124,29	122,58	123,99	126,50	126,83	112,75	42,77	74,55	74,35	74,44		
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0532	79,85	78,91	80,38	80,59	80,21	79,80	80,15	80,30	79,98	80,35	80,39	80,55	62,10	31,01	23,09	22,07	20,82	20,35	120,16	134,95	135,69	134,23	135,79	139,55	140,06	126,78	51,61	81,52	80,96	81,31		
Temperatura Prato 30 (°C)	TI0531	84,00	84,40	85,29	85,00	84,46	83,89	84,02	84,10	84,02	84,12	84,88	85,28	66,81	30,95	22,03	21,47	20,40	20,14	130,12	141,47	141,68	140,72	142,18	146,10	146,71	136,94	70,01	85,04	85,44	84,78		
Temperatura Prato 9 (°C)	TI0529	97,46	97,81	98,52	98,34	98,17	97,95	97,51	97,51	97,55	97,55	98,31	98,33	70,85	40,26	29,37	25,39	23,17	23,09	135,59	160,83	159,89	159,72	160,24	162,31	162,74	152,68	79,44	99,40	99,74	99,09		
Temperatura Prato 5 (°C)	TI0528	101,36	101,32	101,55	101,54	101,60	101,64	101,58	101,62																								

Tabela H.5. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0500 para o mês de Maio.

Disponibilidade	h																																	
	%																																	
Capacidade	%																																	
Modo	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	C9s	Hexano	Hexano	Hexano
Caudal V.M.P.	F10610	4,09	4,01	3,93	3,88	3,80	3,69	3,77	3,73	3,66	3,57	3,50	3,49	3,50	3,47	3,56	3,56	3,46	3,48	3,54	4,20	4,70	4,69	4,69	4,59	4,55	4,64	0,67	0,01	0,00	0,01	0,01		
Caudal V.M.P.		98,20	96,28	94,41	93,08	91,23	88,60	90,38	89,56	87,77	85,61	83,93	83,77	83,97	83,28	85,54	85,47	83,07	83,43	85,03	100,89	112,85	112,66	112,50	110,13	109,28	111,41	16,19	0,23	0,02	0,16	0,28		
Caudal V.A.P.	FQ40576	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,03	0,03	0,04	0,05	0,05	0,02	0,02	0,04	0,04	0,05	0,05	0,05	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00		
T-0502																																		
Pressão Topo (barg)	PIC0556_PV	1,31	1,31	1,31	1,31	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,29	1,29	1,29	
Nível D-0521 (%)	UC0553_PV	34,01	34,00	34,00	33,95	34,08	33,99	34,00	34,00	33,99	34,02	34,02	34,04	33,93	34,05	34,00	34,05	34,00	33,96	34,02	33,99	34,03	34,03	33,94	33,94	34,00	34,04	44,41	63,90	54,82	46,44	39,20		
Nível Fundo (%)	UC0555_PV	49,97	49,99	50,00	50,51	49,22	50,08	49,91	50,06	50,03	49,86	49,87	49,66	50,68	51,59	49,72	49,95	49,73	50,36	50,03	49,95	49,72	49,74	50,66	50,25	49,99	49,22	62,08	28,46	27,41	22,88	22,10		
Temperatura Topo (°C)	TI0525	57,14	56,13	55,71	54,21	54,16	58,02	57,77	58,08	58,06	58,69	58,82	59,02	58,50	56,41	57,39	56,52	59,60	60,15	59,61	60,05	59,94	59,93	58,31	57,08	55,87	52,76	63,05	70,30	68,88	68,52	69,17		
Temperatura Prato 50 (°C)	TI0524	64,11	63,57	63,55	62,86	63,16	64,63	64,29	64,23	64,02	64,11	64,07	64,30	63,87	62,98	63,49	62,99	64,70	64,96	64,71	64,99	64,83	64,80	64,06	63,46	62,83	61,06	66,12	73,43	72,72	72,01	73,20		
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0523	68,24	67,84	67,83	67,38	67,74	68,55	68,27	68,13	67,95	68,02	68,02	68,20	67,79	67,47	67,73	67,23	69,30	69,59	68,92	69,11	69,01	68,93	68,00	67,27	66,59	65,12	69,73	77,84	76,72	76,11	77,37		
Temperatura Prato 30 (°C)	TI0522	73,20	73,03	72,83	72,99	73,29	73,62	73,44	73,29	72,98	72,80	72,58	72,54	72,37	72,91	73,52	73,22	73,73	74,26	74,03	73,74	73,74	72,80	72,73	72,40	72,03	71,31	71,05	78,67	77,50	76,86	78,13		
Temperatura Prato 25 (°C)	TI0521	75,78	75,81	75,83	75,79	76,11	76,53	76,45	76,28	75,97	75,90	75,82	75,80	75,69	76,66	77,33	77,20	77,47	77,58	77,09	76,91	76,69	76,69	76,71	76,54	76,28	75,84	72,19	79,26	78,07	77,43	78,58		
Temperatura Prato 9 (°C)	TI0520	78,02	78,14	78,16	78,24	78,51	78,90	78,87	78,71	78,49	78,49	78,44	78,35	78,45	79,63	80,20	80,17	80,08	80,14	79,60	79,37	79,17	79,18	79,32	79,40	79,36	79,32	76,65	84,54	83,43	82,79	83,90		
Temperatura Prato 5 (°C)	TI0519	78,89	79,01	79,01	79,02	79,30	79,79	79,76	79,56	79,32	79,32	79,29	79,31	79,37	80,59	81,28	81,28	81,30	80,64	80,39	80,27	80,29	80,34	80,35	80,30	80,27	77,44	85,27	84,41	83,68	84,66			
Temperatura Fundo (°C)	TI0518	83,71	83,77	83,52	83,14	83,59	84,67	84,72	84,36	83,97	84,00	84,11	84,56	84,47	86,09	87,58	87,72	88,18	88,12	86,76	86,44	86,76	86,86	86,55	86,06	85,90	86,13	75,27	70,91	69,74	69,11	67,57		
Temperatura Entrada (°C)	TI0526	60,40	61,05	61,14	63,50	63,17	62,20	61,50	61,28	61,21	61,17	61,17	60,75	62,06	64,31	66,21	65,65	62,94	67,58	66,67	63,89	62,02	59,94	62,41	65,37	65,04	65,46	34,73	23,65	23,13	21,52	20,69		
Temperatura Out Reboiler E-0518 (°C)	TI0540	86,35	86,42	86,17	85,82	86,28	87,36	87,49	87,17	86,68	86,68	86,75	87,17	87,09	88,80	90,37	90,49	90,85	90,76	89,39	89,04	89,43	89,51	89,22	88,70	88,55	88,89	85,18	95,11	94,03	94,01	94,61		
Caudal VM E-0518 (kg/h)	FIC0553_PV	1252,93	1208,22	1174,27	1086,04	1087,67	1121,81	1118,51	1079,98	1031,04	1002,22	1001,09	1083,51	1027,93	987,88	1069,70	1064,12	1167,73	1136,86	1085,62	1129,71	1198,60	1220,58	1139,22	1054,00	1017,48	1013,11	146,66	0,00	0,00	0,00	0,00		
Caudal VM E-0518 (ton/d)		30,07	29,00	28,18	26,06	26,10	26,92	26,84	25,92	24,74	24,05	24,03	26,00	24,67	23,71	25,67	25,54	28,03	27,28	26,05	27,11	28,77	29,29	27,34	25,30	24,42	24,31	3,52	0,00	0,00	0,00	0,00		
Carga																																		
Caudal Total ton/d	FQ40554	211,80	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	211,77	
Topo (SC-0551)																																		
Caudal Total ton/d		588,49	587,93	587,92	585,36	586,85	589,67	589,74	589,66	589,32	590,63	596,27	609,48	609,01	609,47	620,45	623,92	634,58	638,15	636,91	581,85	600,75	653,13	650,93	650,58	650,49	651,16	628,60	623,00	625,22	625,91	622,62		
Caudal Refluxo (ton/h)	FIC0551_PV	20,45	20,45	20,45	20,45	20,45	20,45	20,45	20,45	20,46	20,45	20,63	21,04	21,10	21,22	21,56	21,74	21,88	22,03	22,19	22,34	22,46	22,59	22,73	22,82	22,92	23,06	22,41	22,24	22,33	22,36	22,22		
Caudal Refluxo (ton/d)		490,83	490,80	490,72	490,73	490,81	490,82	490,82	490,82	490,80	495,08	504,94	506,33	509,21	517,49	521,76	525,07	528,70	532,45	536,13	539,05	542,10	545,43	547,71	550,00	553,33	537,75	533,68	535,93	536,58	533,34			
Caudal Gasolina Leve (ton/d)	FQ40552	97,66	97,13	97,20	94,63	96,04	98,85	98,92	98,84	98,34	99,83	101,19	104,54	102,69	100,26	102,96	102,16	109,51	109,45	104,46	45,72	61,70	111,03	105,50	102,87	100,49	97,83	90,85	89,32	89,29	89,33	89,28		
Temperatura Out E-0514 (°C)																																		
Fundo (SC-0554)																																		
Caudal Total ton/d	FIC0554_PV	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00		
		311,99	312,00	312,00	311,99	312,00	312,01	312,00	311,99	312,00	311,99	312,00	312,01	312,00	312,00	312,00	312,00	312,00	312,00	312,00	312,00	312,00	312,00	312,00	312,00	312,00	312,00	311,99	311,99	312,01	311,99	312,01	311,99	

Análise Exergética da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos

T-0503																																	
Pressão Topo D-0102 (kg/cm2)	PIC0570_PV	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30					
Nível Acumulador D-0522 (%)	LIC0559_PV	34,00	34,00	34,00	34,04	33,94	33,98	34,02	33,99	34,02	33,98	34,00	33,98	34,03	33,93	33,99	34,00	33,97	34,01	34,05	33,99	33,98	33,98	34,07	34,00	33,99	34,00	37,99	46,09	47,36	46,89	46,33	
Nível Fundo (%)	LIC0557_PV	57,00	54,40	50,00	50,00	49,99	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,00	50,01	50,00	50,01	49,99	49,99	50,00	50,01	50,00	49,96	49,99	50,00	50,02	49,98	50,02	50,01	65,77	54,82	50,58	50,87	50,55
Temperatura Topo (°C)	TIO534	68,52	68,49	68,72	68,57	68,45	69,04	68,81	68,69	68,48	68,46	68,43	68,66	68,66	68,35	68,75	68,63	69,18	69,32	69,01	69,23	69,30	69,36	69,36	69,29	69,14	68,85	42,21	47,50	23,78	20,88	20,66	
Temperatura Entrada (°C)	TIO536	108,30	109,18	109,54	108,89	109,35	109,77	108,82	108,63	109,50	109,38	109,23	108,48	109,01	110,07	109,44	110,18	109,13	109,22	109,62	109,69	108,13	107,89	109,16	110,22	110,87	111,36	39,27	22,36	21,67	20,17	20,60	
Temperatura Prato 50 (°C)	TIO533	74,31	74,39	74,20	74,19	73,84	74,62	74,14	74,15	73,89	73,91	73,81	73,95	73,93	73,85	73,88	74,28	74,53	74,43	74,44	74,52	74,23	74,42	74,55	74,38	74,66	53,78	57,74	31,47	24,28	21,97		
Temperatura Prato 35 (°C)	TIO532	80,86	81,01	81,01	80,93	80,75	81,81	81,44	81,47	81,30	81,36	81,34	81,56	81,54	82,10	82,30	83,11	83,06	83,11	82,83	82,49	82,34	82,00	82,10	82,07	82,09	82,12	58,31	59,43	31,40	24,19	22,19	
Temperatura Prato 30 (°C)	TIO531	83,98	84,42	84,47	84,25	84,40	85,53	85,60	85,50	85,24	85,23	85,36	85,59	85,76	86,82	87,80	88,19	88,27	88,41	87,50	87,06	87,10	87,00	86,74	86,67	86,92	62,24	61,10	32,26	24,06	21,84		
Temperatura Prato 9 (°C)	TIO529	98,63	99,17	100,58	100,25	100,20	100,51	100,52	100,55	100,56	100,69	100,73	100,93	100,80	100,45	100,58	100,63	100,86	101,01	100,79	100,78	100,83	100,91	100,38	100,20	100,09	99,58	74,32	69,79	30,64	26,36		
Temperatura Prato 5 (°C)	TIO528	101,59	101,93	102,65	102,62	102,65	102,62	102,63	102,64	102,63	102,67	102,65	102,65	102,65	102,65	102,63	102,66	102,62	102,62	102,65	102,64	102,62	102,66	102,66	102,66	102,66	102,62	77,45	72,91	44,80	33,86	28,35	
Temperatura Fundo (°C)	TIO527	107,28	107,48	107,80	108,10	108,30	107,89	107,74	107,57	107,55	107,50	107,47	107,27	107,30	107,74	107,53	107,47	107,23	107,12	107,29	107,33	107,20	107,19	107,55	108,01	108,22	108,79	84,79	75,65	45,30	33,44	28,45	
Temperatura Out E-0519 (°C)	TIO541	110,25	110,48	110,79	111,08	111,31	110,92	110,80	110,69	110,63	110,50	110,38	110,13	110,15	110,60	110,47	110,38	110,02	109,90	110,08	110,10	110,02	109,98	110,40	110,75	110,95	111,68	97,76	92,81	75,00	92,41	94,65	
Caudal VM E-0519 (°C)	FIC0559_PV	2,32	2,32	2,40	2,50	2,43	2,31	2,35	2,33	2,31	2,26	2,21	2,16	2,20	2,17	2,15	2,10	1,99	2,04	2,08	2,07	2,02	2,07	2,07	2,13	2,12	0,39	0,02	0,01	0,02	0,02		
Caudal VM ton/d		55,63	55,61	57,49	60,06	58,35	55,45	56,46	55,94	55,55	54,13	53,02	51,78	52,86	52,03	51,51	50,52	47,74	48,87	49,90	49,79	48,45	48,50	49,67	49,79	51,01	50,96	9,25	0,58	0,28	0,39	0,43	
Topo (SC-0103)																																	
Caudal Total ton/d		341,95	343,94	352,70	362,92	356,87	345,22	344,55	344,30	347,50	345,12	344,07	339,95	346,24	342,80	335,37	334,74	326,06	331,70	337,61	283,42	290,60	332,52	337,69	346,17	352,90	349,62	123,68	87,10	87,30	87,63	87,94	
Fundo (SC-0105)																																	
Caudal Refluxo (ton/d)	FIC0558_PV	10,47	10,51	10,78	10,98	10,82	10,62	10,61	10,54	10,57	10,49	10,46	10,37	10,55	10,47	10,34	10,28	10,00	10,19	10,20	10,14	9,84	9,89	9,94	10,14	10,30	10,05	1,42	0,00	0,00	0,00	0,00	
Caudal Refluxo (ton/d)		251,20	252,18	258,71	263,60	259,63	254,93	254,61	252,94	253,70	251,68	251,10	248,96	253,31	251,23	248,19	246,66	240,08	244,64	244,83	243,31	236,25	237,39	238,64	243,31	247,16	241,21	34,04	0,00	0,00	0,00	0,00	
Caudal Corte Hexano/C9 H (ton/d)	FQd0560	90,75	91,76	93,99	99,32	97,24	90,29	89,94	91,36	93,80	93,44	92,97	90,99	92,93	91,57	87,18	88,08	85,98	87,06	92,78	40,11	54,35	95,13	99,05	102,86	105,74	108,41	89,64	87,10	87,30	87,63	87,94	
Temperatura Out E-0521 (°C)	TIO542	24,37	24,75	24,48	28,77	27,62	24,29	25,58	26,65	26,13	26,27	25,21	25,71	26,13	24,76	25,35	24,88	23,96	26,32	26,48	25,13	23,15	25,95	26,29	27,84	26,64	24,25	21,84	23,66	22,68	20,74	20,53	
Caudal ton/d	FQd0557	71,12	72,64	71,26	74,28	73,31	74,01	75,14	74,90	74,22	72,69	70,87	68,94	71,62	80,04	80,92	83,10	74,48	74,92	76,24	30,90	19,48	30,61	35,92	32,35	22,48	27,42	7,37	2,38	2,34	2,28	2,27	
BALANÇO COLUNA T-0503																																	
Desvio																																	
T-0501A																																	
Pressão Topo (kg/cm2)	PIC0505_PV	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	
Nível D-0502A (%)	LIC0504_PV	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	42,09	79,95	79,96	79,99	80,06	79,96	79,97	31,58	0,00	0,00	0,00	0,00	
Nível Fundo D-0501A (%)	LIC0503	5065,74	5062,84	5062,64	5063,21	5065,50	5067,78	5068,07	5065,85	5064,56	5065,48	5072,73	5080,03	5087,49	5087,67	5089,26	5091,24	5089,58	5085,41	5085,91	5088,14	5084,08	5079,04	5079,33	5082,89	816,66	4554,90	5148,72	5284,19	2861,69	200,00	200,00	
Temperatura Topo (°C)	TIO506	17,07	18,29	18,47	17,42	17,40	17,94	17,13	17,14	17,68	19,78	21,20	21,86	22,87	22,11	21,78	22,43	21,27	20,88	21,18	61,68	99,80	99,82	99,92	99,92	98,54	48,88	24,55	22,16	21,55	21,00		
Temperatura Corrente Entrada (°C)	TIO536	108,30	109,18	109,54	108,89	109,35	109,77	108,82	108,63	109,50	109,38	109,23	108,48	109,01	110,07	109,44	110,18	109,13	109,22	109,62	109,69	108,13	107,89	109,16	110,22	110,87	111,36	39,27	22,36	21,67	20,17	20,60	
Temperatura Prato 37 (°C)	TIO505	17,68	19,11	19,40	18,29	18,35	18,80	18,17	18,19	18,38	19,97	21,64	22,39	23,45	22,40	21,62	22,55	21,39	21,49	22,14	64,38	103,37	103,68	103,67	103,89	102,42	102,17	58,77	28,66	23,63	22,44	21,80	
Temperatura Prato 25 (°C)	TIO504	17,84	18,79	18,99	18,59	18,75	19,04	18,90	18,97	18,65	20,00	21,44	22,32	23,42	22,38	22,15	22,69	21,41	21,18	21,71	66,53	106,36	106,67	106,69	106,78	105,30	105,19	62,88	29,53	24,00	22,44	21,89	
Temperatura Prato 13 (°C)	TIO503	18,65	19,08	19,37	19,60	20,43	20,92	20,99	19,80	19,19	20,39	23,11	28,86	36,86	28,51	24,31	23,95	21,92	21,44	23,34	70,51	108,96	109,39	108,93	108,85	106,87	106,45	89,52	68,94	35,03	26,83	24,77	
Temperatura In D-0501A (°C)	TIO502	103,85	104,21	104,18	104,97	104,81	104,60	103,17	103,87	104,91	105,17	105,36	105,39	105,41	105,46	105,21	104,84	105,37	105,41	105,05	109,61	115,06	115,60	114,23	114,63	110,69	107,75	104,96	104,99	103,67	103,99	102,58	
Temperatura Out D-0501A (°C)	TIO541	110,25	110,48	110,79	111,08	111,31	110,92	110,80	110,69	110,63	110,50	110,38	110,13	110,15	110,60	110,47	110,38	110,02	109,90	110,08	110,10	110,02	109,98	110,40	110,75	110,95	111,68	97,76	92,81	75,00	92,41	94,65	
VM E-0525A (kg/h)	FIC0503_PV	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	658,77	1162,93	1138,67	1141,99	1080,40	1038,71	1070,30	143,23	0,00	0,00	0,00	0,00	
VM E-0525A (ton/d)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	15,81	27,91	27,33	27,41	25,93	24,93	25,69	3,44	0,00	0,00	0,00	0,00	
Caudal Total ton/d		0,55	0,61	0,62	0,61	0,58	0,53	0,57	0,60	0,59	0,55	0,48	0,45	0,46	0,47	0,55	0,70	0,47	0,54	0,49	110,35	220,60	234,10	232,06	232,61	234,67	231,01	31,00	0,62	0,62	0,67	0,70	
Topo (SC-0503)																																	
Caudal Refluxo (ton/h)	FIC0504_PV	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	4,59	8,50	8,50	8,50	8,50	8,50	8,50	1,09	0,00	0,00	0,00	0,00		
Caudal Refluxo (ton/d)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,15	0,00	0,07	0,00	110,15	204,01	204,01	204,00	203,98	204								

Tabela H.6. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria dos equipamentos da Unidade 0500 para o mês de Junho.

Disponibilidade	h																															
		%																														
Capacidade	Modo																															
		C9s	Hexano	C9s	Hexano	FS	FS	FS	FS	FS	FS	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano	Hexano		
Caudal V.M.P.	FI0610	0,02	0,01	0,01	0,01	0,01	0,03	0,05	0,05	0,03	0,05	0,04	0,02	3,49	3,53	4,14	4,88	4,92	5,01	4,93	4,96	4,97	5,00	5,09	4,93	4,62	4,69	4,32	3,84	3,88	3,83	
Caudal V.M.P.		0,38	0,30	0,31	0,18	0,34	0,70	1,16	1,10	0,76	1,19	1,01	0,59	83,74	84,61	99,42	117,20	118,02	120,16	118,21	119,01	119,37	119,98	122,24	118,30	110,97	112,48	103,62	92,22	93,08	91,83	
Caudal V.A.P.	FQd0576	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,03	0,05	0,06	0,07	0,07	0,07	0,07	0,07	0,06	0,06		
T-0502																																
Pressão Topo (barg)	PIC0556_PV	1,29	1,30	1,29	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,29	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	
Nível D-0521 (%)	UC0553_PV	54,44	42,35	48,50	57,60	55,66	55,13	54,85	54,71	54,51	54,32	26,60	28,23	30,44	33,00	33,01	32,93	33,00	33,00	32,91	33,03	32,97	32,97	33,00	32,98	33,01	32,99	33,00	33,00	33,00	33,00	32,98
Nível Fundo (%)	UC0555_PV	1,80	6,37	1,26	1,35	1,21	1,17	1,14	1,12	1,12	1,20	1,30	1,18	52,15	50,05	50,14	50,48	49,95	50,22	50,60	49,24	47,36	47,76	48,55	47,65	48,44	48,66	48,41	48,56	48,51	48,82	48,82
Temperatura Topo (°C)	TI0525	70,16	67,72	76,38	53,19	27,33	20,04	18,36	17,11	16,13	17,06	47,85	64,35	54,85	57,71	60,04	60,02	58,51	58,38	57,69	57,12	55,77	54,05	53,22	52,71	53,57	53,48	53,47	54,01	53,72	53,81	
Temperatura Prato 50 (°C)	TI0524	76,81	73,11	83,68	89,22	61,78	28,85	20,93	18,38	17,11	17,59	50,83	67,96	61,31	62,96	64,70	64,80	64,08	64,01	63,88	63,44	62,93	62,23	61,99	61,77	62,14	62,11	62,21	62,44	62,34	62,32	
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0523	83,03	80,03	89,65	98,82	93,54	49,56	32,90	25,34	22,41	20,77	54,70	71,45	65,47	67,42	68,87	68,49	67,46	67,41	67,24	66,75	66,33	65,94	66,00	65,82	66,02	66,02	66,34	66,60	66,54	66,45	
Temperatura Prato 30 (°C)	TI0522	84,40	81,76	90,87	99,89	99,33	95,01	94,66	61,09	51,30	28,46	56,79	72,36	69,20	71,21	72,19	71,80	71,01	70,89	71,05	70,42	70,24	70,18	70,42	70,38	70,53	70,52	70,98	71,18	71,24	71,20	
Temperatura Prato 25 (°C)	TI0521	85,10	82,63	91,41	100,44	101,23	101,88	101,98	100,68	99,49	90,59	69,53	73,24	74,75	75,87	76,04	75,86	75,24	75,03	74,84	74,39	74,19	74,03	74,04	73,91	74,18	74,23	74,37	74,48	74,42	74,50	
Temperatura Prato 9 (°C)	TI0520	92,08	89,83	98,22	109,33	112,42	114,54	115,13	114,22	113,58	112,53	86,54	85,25	78,44	78,94	78,62	78,32	77,75	77,57	77,45	77,07	77,01	76,98	76,98	77,06	77,10	77,07	77,09	77,03	77,23		
Temperatura Prato 5 (°C)	TI0519	92,91	90,56	99,01	110,99	114,80	116,97	117,77	117,30	116,99	116,47	88,49	87,95	79,59	79,99	79,69	79,44	78,71	78,53	78,35	77,96	77,83	77,81	77,77	77,76	77,75	77,89	77,85	77,89	77,82	78,01	
Temperatura Fundo (°C)	TI0518	77,00	79,99	87,46	113,97	117,89	119,82	121,36	122,40	122,26	121,57	85,22	85,02	86,29	86,48	86,07	86,35	84,71	84,47	83,63	83,13	82,43	82,08	81,86	81,73	82,16	82,33	82,23	82,31	82,09	82,31	
Temperatura Entrada (°C)	TI0526	22,51	22,17	22,77	24,55	22,84	19,40	17,36	16,45	15,69	16,48	16,43	17,26	48,84	58,04	55,47	57,15	56,57	55,35	56,75	56,71	57,66	57,98	57,73	59,71	61,08	60,37	59,40	58,56	58,83	60,20	
Temperatura Out Reboiler E-0518 (°C)	TI0540	106,52	104,91	112,24	135,80	149,50	149,08	150,43	149,74	149,71	149,73	121,27	133,76	90,04	89,38	88,95	89,22	87,58	87,35	86,46	85,98	85,31	84,96	84,77	84,64	85,02	85,18	85,12	85,21	85,01	85,23	
Caudal VM E-0518 (kg/h)	HC0553_PV	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,40	1047,99	1076,12	1205,12	1324,05	1272,21	1302,46	1227,45	1211,77	1143,29	1101,74	1118,05	1042,86	979,28	993,95	1011,34	1039,07	1021,79	983,26		
Caudal VM E-0518 (ton/d)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	25,15	25,83	28,92	31,78	30,53	31,26	29,46	29,08	27,44	26,44	26,83	25,03	23,50	23,85	24,27	24,94	24,52	23,60		
Carga																																
Caudal Total ton/d	FQd0554	13,05	14,47	13,88	12,69	15,96	17,29	19,02	19,69	20,04	19,18	19,10	18,10	197,68	208,97	208,96	208,97	208,96	208,97	208,96	208,97	208,97	208,97	208,97	200,90	176,82	176,81	176,81	176,82	176,19		
Caudal Total ton/d		623,39	622,19	620,80	623,41	621,83	620,97	620,42	620,41	620,18	621,12	623,73	623,36	656,34	662,79	673,08	684,65	683,21	686,49	684,55	687,46	685,62	685,79	688,95	689,45	690,05	692,51	695,29	698,35	700,20	701,21	
Caudal Refluxo (ton/h)	HC0551_PV	22,26	22,21	22,16	22,27	22,20	22,16	22,13	22,13	22,12	22,16	22,27	22,26	22,95	23,06	23,39	23,80	23,93	24,07	24,19	24,28	24,41	24,56	24,75	24,83	24,88	24,99	25,14	25,27	25,38	25,43	
Caudal Refluxo (ton/d)		534,34	533,11	531,75	534,41	532,70	531,75	531,17	531,17	530,91	531,91	534,57	534,26	550,82	553,36	561,38	571,24	574,34	577,74	580,67	582,84	585,77	589,35	594,06	597,18	599,68	603,38	606,52	609,12	610,25		
Caudal Gasolina Leve (ton/d)	FQd0552	89,05	89,08	89,05	89,00	89,13	89,22	89,25	89,24	89,27	89,21	89,16	89,10	105,52	109,43	111,70	113,41	108,87	108,75	103,88	104,62	99,85	96,44	94,89	93,45	92,87	92,83	91,91	91,83	91,08	90,96	
Temperatura Out E-0514 (°C)																																
Fundo (SC-0554)																																
Caudal Total ton/d	FI0554_PV	0,81	0,90	0,86	0,79	0,99	1,08	1,18	1,23	1,25	1,19	1,19	1,13	12,29	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	13,00	10,96	
Caudal Total ton/d		19,36	21,61	20,72	18,95	23,83	25,82	28,40	29,41	29,92	28,64	28,52	27,03	295,05	312,00	312,00	312,00	311,99	312,01	312,00	312,01	312,00	312,00	312,00	299,99	264,00	263,99	264,00	264,01	263,10		
T-0503																																
Pressão Topo D-0102 (kg/cm2)	PIC0570_PV	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30	1,30		
Nível Acumulador D-0522 (%)	UC0559_PV	45,84	45,31	44,77	44,26	43,61	42,80	42,16	41,49	40,77	40,19	39,54	38,97	32,40	29,06	33,96	34,05	33,99	34,03	34,04	33,98	34,02	34,02	34,00	33,96	33,99	34,00	34,01	34,00	34,01	34,01	
Nível Fundo (%)	UC0557_PV	50,48	50,06	48,28	46,44	45,26	44,31	43,80	43,50	43,40	43,47	43,23	43,53	44,04	56,74	55,10	54,85	54,50	54,50	54,58	55,00	55,00	55,01	54,48	54,12	54,10	55,05	55,00	55,00	55,00	55,00	
Temperatura Topo (°C)	TI0534	21,39	21,41	22,11	23,35	21,58	18,69	18,07	16,87	15,77	16,88	16,88	17,84	62,65	69,30	69,73	69,55	69,25	69,33	69,39	69,06	68,91	68,91	68,88	68,96	69,13	69,25	69,14	69,24	69,13	69,19	
Temperatura Entrada (°C)	TI0536	21,96	21,44	22,10	23,49	19,96	18,52	18,01	16,39	15,31	16,95	16,50	17,62	89,45	108,82	108,50	106,76	106,80	106,66	108,03	107,40	108,60	109,31	109,81	110,15	107,41	107,58	107,58	107,78	108,84		
Temperatura Prato 50 (°C)	TI0533	21,66	21,88	22,31	23,36	22,79	19,80	19,09	17,89	16,67	17,22	17,47	18,07	66,89	74,50	75,00	73,35	73,02	73,51	74,08	73,16	72,92	73,12	73,43	73,74	73,15	73,55	73,29	73,72	73,50	73,56	
Temperatura Prato 35 (°C)	TI0532	22,03	22,24	22,63	23,59	22,60	20,03	19,36	18,06	16,65	17,37	17,61	18,10	73,00	82,51	82,29	79,08	78,41	79,65	80,43	78,99	78,74	79,15	79,43	79,71	78,99	79,65	79,09	79,91	79,53	79,68	
Temperatura Prato 30 (°C)	TI0531	21,54																														

Análise Exergética da Fábrica de Aromáticos da Refinaria de Matosinhos

Caudal Refluxo (ton/d)	FIC0558_PV	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	8,63	9,51	10,25	10,25	10,00	10,00	10,41	10,57	10,52	10,51	10,53	10,32	10,34	10,58	10,24	10,41	10,34			
Caudal Refluxo (ton/d)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	207,02	228,34	229,73	246,00	246,01	240,00	240,00	249,81	253,70	252,59	252,33	252,68	247,69	248,27	253,93	245,78	249,89	248,09		
Caudal Corte Hexano/C9 II (ton/d)	FQd0560	88,13	88,30	88,52	88,77	89,08	89,42	89,80	90,13	90,44	90,71	90,98	91,24	93,38	105,79	108,79	110,10	117,26	120,11	126,38	128,43	134,47	139,31	142,75	143,36	136,99	138,07	140,04	140,88	142,36	142,31				
Temperatura Out E-0521 (°C)	TI0542	22,65	21,39	22,66	24,20	21,42	19,32	18,44	18,03	17,04	18,46	18,28	19,38	25,05	25,14	22,64	25,54	25,16	25,55	26,88	26,33	24,52	24,40	23,44	24,68	26,25	26,22	25,11	24,26	25,34	24,89				
Fundo (SC-0105)																																			
Caudal ton/d	FQd0557	2,30	2,26	2,27	2,33	2,25	2,18	2,16	2,15	2,15	2,14	2,14	2,18	54,19	68,99	44,24	9,39	6,83	6,69	8,35	8,62	11,43	13,18	13,92	11,29	6,66	7,43	32,67	54,10	54,28	54,46				
Temperatura Out E-0520 (°C)	TI0543	23,58	22,23	22,88	24,36	21,47	19,01	18,30	17,90	16,75	18,24	18,01	19,11	26,10	27,38	23,76	24,56	23,82	24,19	25,41	24,73	22,60	22,45	21,50	22,85	24,57	24,52	24,91	25,67	26,74	26,82				
BALANÇO COLUNA T-0503																																			
ton/d																																			
Desvio	%																																		
T-0501A																																			
Pressão Topo (kg/cm2)	PIC0505_PV	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30	0,30		
Nível D-0502A (%)	LUC0504_PV	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	34,67	80,03	79,98	79,95	80,00	79,97	80,02	80,03	80,01	79,98	79,99	80,03	38,09	49,88,02	49,88,74	5000,77	5021,22			
Nível Fundo D-0501A (%)	LI0503	200,00	200,00	200,00	211,50	254,59	270,03	270,48	272,08	273,33	274,75	276,14	277,64	278,25	278,66	280,24	281,51	282,54	283,67	2368,33	1982,12	4939,44	4353,94	4753,05	3904,89	4949,06	4997,72	4988,02	4988,74	5000,77	5021,22				
Temperatura Topo (°C)	TI0506	21,80	21,80	22,65	24,17	22,47	19,21	19,64	18,38	16,15	18,15	18,26	18,41	18,99	19,90	56,15	99,80	99,79	99,53	98,85	98,90	98,83	98,77	98,91	98,96	98,92	98,82	72,14	22,35	21,25	23,49				
Temperatura Corrente Entrada (°C)	TI0536	21,96	21,44	22,10	23,49	19,96	18,52	18,01	16,39	15,31	16,95	16,50	17,62	89,45	108,82	108,50	106,76	106,80	106,66	108,03	107,40	108,60	109,31	109,81	110,15	107,41	107,58	107,58	107,55	107,78	108,84				
Temperatura Prato 37 (°C)	TI0505	22,16	22,42	23,17	24,72	23,72	20,19	20,39	19,47	17,18	18,76	19,11	19,20	19,85	20,52	58,57	103,29	103,37	103,14	102,34	102,44	102,42	102,33	102,50	102,51	102,42	102,18	80,56	28,48	22,79	24,00				
Temperatura Prato 25 (°C)	TI0504	22,28	22,47	23,11	24,43	23,32	20,26	20,43	19,17	17,16	18,41	18,82	19,03	19,89	20,18	60,44	106,01	106,19	106,07	105,49	105,50	105,54	105,53	105,65	105,52	105,37	105,33	84,46	30,63	23,35	24,04				
Temperatura Prato 13 (°C)	TI0503	23,67	23,28	23,58	26,80	71,96	32,75	23,98	20,38	19,41	25,13	23,17	44,94	41,55	42,58	67,57	107,60	107,86	107,50	106,76	106,72	106,78	106,81	106,87	106,73	106,59	106,62	87,89	36,96	26,49	25,17				
Temperatura In D-0501A (°C)	TI0502	92,09	90,92	97,48	104,55	104,13	102,93	103,13	103,24	104,00	103,74	103,89	103,99	103,85	104,10	106,95	110,78	110,83	110,67	107,44	106,30	106,74	106,71	106,75	107,38	107,73	107,59	103,42	100,52	100,97	101,43				
Temperatura Out D-0501A (°C)	TI0541	93,31	90,13	70,09	46,19	35,57	28,95	25,31	23,78	21,71	20,61	22,54	26,89	107,80	110,42	110,33	110,76	111,12	111,49	111,62	111,81	112,03	112,16	112,15	112,03	111,83	112,08	112,24	112,08	112,09	112,14				
VM E-0525A (kg/h)	FIC0503_PV	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	547,39	1118,38	1116,98	1130,17	1069,28	1065,57	1066,64	1077,85	1091,56	1039,12	998,95	1016,34	491,63	0,00	0,00	0,00				
VM E-0525A (ton/d)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	13,14	26,84	26,81	27,12	25,66	25,57	25,60	25,87	26,20	24,94	23,97	24,39	11,80	0,00	0,00	0,00				
Topo (SC-0503)																																			
Caudal Total ton/d		0,68	0,70	0,69	0,63	0,66	0,74	0,78	0,77	0,72	0,75	0,75	0,73	0,63	0,63	115,55	241,97	240,15	235,47	229,87	230,14	229,52	228,77	230,18	229,79	228,97	227,44	110,39	0,87	0,83	0,76				
Caudal Refluxo (ton/h)	FIC0504_PV	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	4,22	8,50	8,44	8,50	8,50	8,50	8,50	8,50	8,50	8,50	8,50	8,50	4,12	0,00	0,00	0,00				
Caudal Refluxo (ton/d)		0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	101,25	203,99	202,60	204,00	204,02	203,99	203,99	203,99	203,99	204,01	204,01	204,01	98,94	0,00	0,00	0,00				
Caudal Armazenagem (ton/d)	FQd0506	0,68	0,70	0,69	0,63	0,66	0,74	0,78	0,77	0,72	0,75	0,75	0,73	0,63	0,63	14,30	37,98	37,55	31,47	25,85	26,15	25,53	24,78	26,19	25,78	24,96	23,43	11,45	0,87	0,83	0,76				
Temperatura Out E-0505 (°C)	TI0508	23,06	21,66	22,26	23,37	20,85	18,78	17,56	17,16	16,34	17,52	17,43	18,46	19,84	20,22	20,80	24,71	24,07	24,63	25,66	24,75	22,20	22,15	21,18	22,25	23,81	24,02	22,05	20,31	20,41	23,01				

Anexo I. Dados fornecidos pelo *Aspen Hysys* da Refinaria de Matosinhos, para o consumo de utilidades na FAR entre Janeiro e Julho

Tabela I.3. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria para consumo de utilidades na FAR, para o mês de Março.

Fuel Gas																																	
Pressão Importação (barg)	PI0672	3,77	3,78	3,85	3,84	3,75	3,76	3,82	3,88	3,85	3,82	3,80	3,74	3,73	3,75	3,76	3,81	3,87	3,77	3,70	3,71	3,75	3,70	3,69	3,75	3,76	3,72	3,73	3,72	3,77	3,81	3,80	
Temperatura (°C)	TI0602	12,86	11,65	13,08	12,53	12,82	16,16	16,44	16,23	16,89	17,60	14,96	14,50	12,26	11,28	13,61	12,76	15,33	14,65	17,83	20,18	20,49	19,85	18,33	19,02	19,41	15,53	17,39	13,85	17,35	16,02	18,93	
PC_FGas		12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	
Caudal H0101 (ton/d)	FQd0126	18,58	17,78	17,84	17,85	17,60	17,34	17,60	17,59	17,73	17,67	17,38	17,17	17,01	16,92	17,02	16,79	17,61	18,47	19,14	20,62	20,30	20,64	19,87	20,22	20,31	20,48	19,03	19,94	19,63	19,34	19,64	
Caudal H0301 (ton/d)	FQd0347	12,35	11,87	11,71	11,74	11,55	11,74	11,77	12,12	11,82	11,96	11,49	11,13	11,49	11,71	11,95	11,57	11,34	11,57	11,25	12,00	12,24	13,36	13,39	13,72	13,75	13,95	14,05	14,53	13,80	13,72	13,52	
Caudal H0302 (ton/d)	FQd0365	5,97	5,03	4,84	4,78	4,73	4,78	4,81	4,87	4,83	4,76	4,65	4,56	4,51	4,54	4,58	4,46	4,59	4,79	4,98	5,38	5,71	6,07	5,90	6,16	6,40	5,85	5,56	5,73	5,61	5,71	5,61	
Caudal H0303 (ton/d)	FQd0367	0,60	0,59	0,58	0,59	0,59	0,59	0,60	0,59	0,57	0,58	0,57	0,55	0,54	0,54	0,54	0,54	0,54	0,53	0,54	0,57	0,56	0,60	0,60	0,59	0,58	0,58	0,56	0,57	0,56	0,57	0,58	
Caudal H0401 (ton/d)	FQd0430	9,52	9,37	8,53	8,23	8,00	9,04	9,14	9,14	9,38	9,58	9,13	8,36	8,08	8,45	9,01	9,04	9,23	9,39	9,55	10,07	8,43	8,81	9,09	9,49	9,88	10,29	10,96	11,26	8,62	8,04	8,64	
Caudal H0402 (ton/d)	FQd0440	7,28	7,37	7,32	7,19	7,09	6,76	6,96	6,88	6,71	6,78	6,85	6,66	6,67	6,66	6,61	6,33	6,40	6,69	6,77	6,99	7,16	7,62	8,06	8,59	8,61	7,64	7,61	7,78	7,53	7,22	6,92	
Caudal H0471 (ton/d)	FQd0451	12,74	7,42	7,46	7,49	7,49	7,59	7,48	7,47	7,42	7,37	6,97	7,07	7,02	7,17	7,31	13,59	13,92	20,33	19,86	21,09	21,25	21,96	21,98	23,52	23,49	21,46	17,10	17,53	16,57	16,91	16,90	
Caudal H0472 (ton/d)	FQd0457	3,74	3,67	3,67	3,72	3,68	3,64	3,63	3,64	3,58	3,54	3,47	3,50	3,48	3,49	3,61	3,48	3,41	3,37	3,31	3,50	3,50	3,58	3,55	3,60	3,58	3,56	3,42	3,56	3,43	3,52	3,53	
Caudal D0405 (ton/d)	FQd0413	39,05	36,71	36,85	37,83	38,50	36,12	35,02	32,15	32,14	30,93	33,00	34,78	36,87	35,04	32,32	39,01	43,22	51,32	53,70	54,66	51,84	52,72	52,41	51,98	52,14	52,18	46,15	48,51	47,33	44,57	45,27	
Caudal D0405 (ton/d)	FQd0673	74,27	67,01	65,61	64,93	63,74	65,10	66,29	67,11	65,98	67,43	64,86	62,40	61,62	63,42	64,86	67,80	73,12	76,90	77,46	84,37	83,71	87,96	87,57	90,44	91,14	88,40	83,30	80,94	78,92	78,22		
Caudal LPG (ton/d)	FQd0671	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,01	0,04	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,04	0,02	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Caudal Total (ton/d)	FQd0670	53,57	49,75	50,35	51,64	53,22	50,77	50,59	47,55	45,86	44,80	42,95	44,04	45,35	43,64	40,23	46,25	50,38	56,94	60,22	66,37	65,17	68,63	68,63	70,44	70,48	70,48	60,91	62,33	64,01	60,41	60,28	
Fuel Óleo																																	
Poder Calorífico (kcal/kg)	PC_FOleo	9669,89	9671,53	9675,04	9675,66	9676,12	9676,12	9676,52	9676,93	9676,93	9676,93	9677,05	9677,20	9677,20	9676,25	9675,31	9675,04	9674,50	9638,68	9613,36	9613,36	9608,89	9605,58	9605,58	9605,58	9605,58	9605,08	9604,57	9641,04	9684,15	9685,45	9688,00	
Caudal H0101 (ton/d)	FQd0128	14,78	15,17	15,37	15,51	15,66	15,26	15,08	14,84	14,81	14,83	15,02	15,28	15,49	15,64	15,82	15,76	15,06	13,94	12,32	9,13	10,77	10,52	12,13	11,12	11,47	11,93	12,60	12,80	13,07	13,17	12,89	
Caudal H0301 (ton/d)	FQd0348	29,82	30,02	30,18	30,13	30,22	29,61	29,74	30,07	30,81	30,56	30,64	31,05	30,79	30,47	29,96	30,27	30,87	31,35	31,60	30,27	29,94	29,61	29,69	29,24	29,25	28,86	27,23	28,48	28,94	28,96	29,19	
Caudal H0302 (ton/d)	FQd0366	6,78	7,69	7,86	7,91	7,93	7,90	7,94	7,96	8,03	8,06	8,04	8,06	8,10	8,13	8,15	8,17	8,11	8,02	7,83	7,55	7,18	6,91	7,08	6,78	6,53	6,96	6,72	6,95	6,92	6,98	7,15	
Caudal H0401 (ton/d)	FQd0431	8,03	8,09	8,05	7,91	7,93	7,82	7,91	8,00	8,03	8,05	8,13	8,13	8,32	8,35	8,33	8,08	8,08	8,04	7,99	7,88	7,67	7,48	7,35	6,90	6,33	5,89	5,89	6,66	7,70	7,93	8,06	
Caudal H0402 (ton/d)	FQd0441	7,74	7,79	7,77	7,62	7,84	7,87	7,92	7,93	7,96	7,95	7,94	7,97	8,10	8,12	8,22	8,21	8,28	8,12	7,93	7,64	7,27	7,07	6,53	5,72	5,66	6,95	6,47	6,72	6,97	7,20	7,69	
Caudal H0471 (ton/d)	FQd0452	41,09	47,47	47,28	47,30	47,18	46,87	47,14	46,91	47,05	46,86	47,53	47,53	47,64	47,98	47,87	39,86	39,04	30,98	31,35	30,15	30,02	29,27	29,53	27,60	27,83	30,42	33,55	35,16	35,85	35,61	35,46	
Caudal H0472 (ton/d)	FQd0458	2,56	2,57	2,57	2,58	2,60	2,59	2,57	2,53	2,56	2,59	2,58	2,55	2,54	2,46	2,23	2,29	2,17	2,15	1,98	1,57	1,45	1,34	1,52	1,85	2,12	2,31	2,06	1,30	1,22	1,30	1,25	
Caudal Total (ton/d)	FQd0672	201,74	210,23	210,49	210,80	210,95	209,65	210,20	210,04	210,96	210,47	210,82	211,88	212,84	213,05	212,43	204,80	205,20	195,86	194,00	188,67	187,73	186,43	187,51	183,29	182,94	186,20	182,51	191,01	195,52	194,18	194,62	
Caudal Total (ton/d)	FQd0675	95,15	95,60	95,46	95,60	95,41	95,60	95,85	95,67	95,70	95,55	94,99	95,38	96,05	96,22	95,42	96,13	96,30	96,36	96,60	96,47	96,12	96,35	96,22	97,02	96,56	96,09	92,07	95,70	97,25	95,35	95,43	
Vapor Média Pressão																																	
Pressão	PT4976	15,98	15,97	15,98	16,02	16,02	16,05	16,06	16,07	16,08	16,07	16,05	16,04	16,03	16,04	16,05	16,04	16,05	16,04	16,05	16,08	16,10	16,08	16,08	16,08	16,08	16,06	16,07	16,08	16,07	16,08	16,07	
Temperatura (°C)	TI04088_PV	297,96	298,25	299,27	299,39	300,09	301,22	300,26	303,51	300,90	299,76	297,63	299,81	301,10	302,13	303,12	300,72	300,59	300,82	298,54	299,09	298,74	301,67	301,92	300,70	299,89	301,80	302,57	304,20	304,78	302,82	301,67	
Caudal E-0102 (ton/d)	FQd0102	123,58	129,11	119,55	108,71	102,04	99,73	91,66	95,26	104,62	122,65	126,60	130,66	140,83	149,88	154,29	151,16	143,33	138,51	108,49	88,01	88,43	87,78	84,28	82,99	86,17	92,42	95,71	103,84	102,08	93,57	91,22	
Caudal E-0108 (ton/d)	FQd0109	147,24	144,94	142,75	143,73	137,83	136,79	133,25	125,30	125,77	138,43	141,44	142,23	146,43	146,85	152,23	149,82	149,41	148,86	152,60	149,32	152,96	142,71	143,96	144,77	145,95	146,69	142,37	149,51	146,34	145,96	146,27	
Caudal E-0518 (ton/d)	FQd0553	36,28	36,47	36,14	29,27	29,72	30,24	29,36	28,82	31,44	36,98	39,22	37,85	38,52	39,61	40,17	41,10	40,00	41,35	40,22	35,68	34,24	36,21	35,85	34,82	34,95	36,44	34,98	37,13	36,42	35,71	32,84	
Caudal E-0517 (ton/d)	FQd0555	13,67	12,38	12,80	16,14	14,29	13,18	13,98	13,84	11,91	9,93	9,99	12,34	12,62	12,97	12,89	12,84	13,23	12,95	13,67	16,24	16,84	16,80	18,27	17,56	17,17	17,68	17,82	18,39	18,23	19,30	21,69	
Caudal E-0602 (ton/d)	FQd0677	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Caudal Área A-0601A (ton/d)	FQd0601	107,68	135,98	151,59	148,19	145,69	100,45	98,37	75,30	76,26	98,93	122,84	151,83	160,89	143,08	126,93	137,40	140,82	141,13	99,22	60,72	114,62	112,11	108,97	116,86	120,19	133,74	110,78	103,45	129,83	119,14	101,35	
Caudal Área A-0601B (ton/d)	FQd0601B	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	3,06	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,00	0,00		
Caudal U0100 (ton/d)	FQd0602	298,16	301,71	289,38	279,40	266,30	263,06	251,42	247,22	257,51	288,73	295,68	300,77	315,37	325,28	335,75	329,80	321,35	315,83	288,97	264,11	267,86	256,78	254,18	253,03	257,49	265,04	263,35	280,24	275,03	265,39	263,06	
Caudal U0500 (ton/d)	FQd0610	127,83	125,46	128,26	127,28	123,06	119,24	118,93	117,92	117,59	119,57	123,65	127,70	103,31																			

Tabela I.4. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria para consumo de utilidades na FAR, para o mês de Abril.

Fuel Gas																															
Pressão Importação (barg)	PI0672	3,80	3,79	3,78	3,75	3,73	3,73	3,73	3,88	3,82	3,78	3,79	3,91	3,98	3,82	4,00	4,04	4,08	4,08	3,98	4,04	4,03	4,06	4,03	4,01	4,01	4,01	4,02	4,03	4,01	3,93
Temperatura (°C)	TI0602	22,94	18,17	16,74	17,25	23,29	29,10	24,85	25,84	21,36	18,74	20,10	23,15	21,80	20,84	22,63	23,97	22,41	20,91	17,74	18,50	18,20	14,99	18,97	20,94	22,11	24,76	24,90	23,99	22,42	20,88
Poder Calorífico (kcal/kg)	PC_FGas	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30	12304,30
Caudal H0101 (ton/d)	FQd0126	19,26	19,35	20,42	21,63	21,18	19,98	20,13	19,72	19,75	21,61	23,28	23,47	23,59	22,72	19,94	20,67	21,09	21,01	21,18	20,35	19,83	20,06	19,72	19,96	19,89	19,39	17,33	16,02	15,49	16,89
Caudal H0301 (ton/d)	FQd0347	13,10	13,12	12,86	12,84	12,73	12,13	11,68	12,55	11,99	12,06	12,11	12,20	11,86	11,88	11,60	11,94	11,51	11,60	11,18	10,08	9,75	9,36	9,40	9,09	8,81	8,53	8,17	8,70	8,39	8,50
Caudal H0302 (ton/d)	FQd0365	5,35	5,24	5,23	5,30	5,31	5,35	5,60	6,37	6,39	6,37	6,36	6,59	6,56	6,48	6,42	6,34	6,31	6,47	6,69	6,63	6,43	6,25	6,21	6,28	6,27	6,21	6,23	6,40	6,19	6,27
Caudal H0303 (ton/d)	FQd0367	0,57	0,58	0,57	0,59	0,59	0,64	0,66	0,66	0,66	0,68	0,67	0,62	0,64	0,59	0,59	0,61	0,60	0,60	0,61	0,60	0,60	0,61	0,61	0,61	0,61	0,62	0,62	0,66	0,62	0,62
Caudal H0401 (ton/d)	FQd0430	9,42	8,68	9,48	9,44	9,26	8,99	8,76	8,72	9,00	8,79	8,78	8,76	8,83	8,67	8,34	8,00	7,90	8,37	7,50	7,64	6,45	6,38	6,28	6,19	6,25	6,79	6,32	6,37	6,00	5,88
Caudal H0402 (ton/d)	FQd0440	6,39	6,40	6,55	6,43	6,34	6,32	6,57	6,73	6,81	6,75	6,66	6,47	6,42	6,36	6,14	5,52	5,50	5,34	5,18	4,80	4,53	4,64	4,59	4,47	4,54	4,50	4,40	4,65	5,17	4,37
Caudal H0471 (ton/d)	FQd0451	16,62	16,05	16,71	25,03	27,88	27,77	28,13	28,94	28,84	29,06	29,00	29,20	11,82	10,95	12,10	12,78	13,09	13,20	13,12	13,05	12,94	12,90	12,99	13,00	12,96	12,87	12,52	12,69	12,14	14,67
Caudal H0472 (ton/d)	FQd0457	3,45	3,48	3,48	3,49	3,39	3,30	3,29	3,47	3,47	3,54	3,65	3,67	3,68	3,64	3,63	3,70	3,67	3,69	3,67	3,64	3,59	3,57	3,61	3,53	3,45	3,44	3,44	3,64	3,50	3,45
Caudal D0405 (ton/d)	FQd0413	42,56	42,92	44,18	51,67	53,42	51,83	53,77	51,88	55,50	56,59	57,36	57,95	42,73	38,99	38,40	40,61	39,33	38,73	37,39	36,73	36,91	35,95	34,23	34,48	33,76	35,06	33,80	29,97	31,89	34,78
Caudal D0405 (ton/d)	FQd0673	77,34	73,01	74,47	93,63	94,34	91,44	91,80	93,84	93,74	95,22	97,38	98,43	81,96	79,80	77,66	78,17	78,53	79,20	78,71	75,74	72,70	72,87	71,84	72,29	72,35	72,41	68,83	67,05	66,96	69,80
Caudal LPG (ton/d)	FQd0671	0,04	0,01	0,01	0,02	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,03	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	
Caudal Total (ton/d)	FQd0670	55,57	56,76	56,26	65,72	68,55	67,40	69,68	68,32	71,34	72,84	74,13	75,41	56,51	53,53	53,03	55,92	54,85	54,44	53,48	51,56	51,53	49,64	46,93	46,81	45,70	47,59	46,73	42,69	44,29	47,70
Fuel Óleo																															
Poder Calorífico (kcal/kg)	PC_Foleo	9688,35	9688,55	9688,55	9650,11	9613,97	9608,57	9598,00	9598,74	9599,43	9599,43	9597,87	9596,57	9601,30	9607,14	9602,64	9596,86	9596,86	9602,47	9606,57	9606,02	9605,72	9608,80	9610,27	9610,27	9610,27	9610,27	9609,70	9608,85	9608,43	9608,00
Caudal H0101 (ton/d)	FQd0128	12,63	13,10	12,37	10,62	9,27	9,47	10,17	10,18	10,58	13,01	14,51	14,61	14,37	15,04	14,18	14,62	16,07	15,65	15,89	15,93	15,26	14,70	14,64	14,88	15,88	15,18	15,75	16,27	15,87	15,31
Caudal H0301 (ton/d)	FQd0348	29,52	29,72	29,93	30,14	30,32	30,81	31,12	29,88	30,48	30,63	30,65	30,95	31,31	30,63	30,64	29,47	29,56	29,77	28,95	29,21	29,14	29,74	29,60	29,85	30,15	29,88	30,70	30,57	30,63	30,80
Caudal H0302 (ton/d)	FQd0366	7,25	7,44	7,60	7,60	7,59	7,26	6,54	5,56	5,62	5,64	5,59	5,58	5,62	5,63	5,64	5,66	5,66	5,65	5,63	5,62	5,63	5,56	5,62	5,63	5,56	5,62	5,65	5,65	5,64	5,58
Caudal H0401 (ton/d)	FQd0431	8,03	8,08	8,08	8,10	8,11	8,12	8,13	7,98	8,05	8,15	8,05	8,00	8,05	8,08	8,03	8,01	7,75	7,84	7,84	7,93	7,92	7,86	7,89	7,88	7,89	7,88	7,86	7,86	7,87	7,87
Caudal H0402 (ton/d)	FQd0441	8,26	8,38	8,48	8,64	8,60	8,26	8,08	7,96	7,99	8,25	8,40	8,46	8,51	8,53	8,52	8,26	8,29	8,25	8,16	8,20	8,20	8,17	8,20	8,16	8,09	8,13	8,04	8,04	7,43	8,37
Caudal H0471 (ton/d)	FQd0452	35,39	36,44	35,86	25,66	22,03	21,00	20,81	19,69	19,86	20,10	19,97	19,99	41,66	42,85	40,99	40,58	40,33	40,24	40,69	40,89	41,05	41,02	40,94	40,59	40,69	40,28	40,36	40,12	40,76	37,77
Caudal H0472 (ton/d)	FQd0458	0,93	0,86	0,50	0,30	0,31	0,32	0,23	0,23	0,28	0,36	0,35	0,34	0,20	0,28	0,35	2,00	1,87	1,61	1,35	1,44	1,59	1,61	1,94	1,98	2,04	1,86	1,89	2,03	1,99	1,93
Caudal Total (ton/d)	FQd0672	194,75	196,88	197,54	185,56	180,04	178,71	178,54	175,54	176,94	179,98	181,62	181,53	202,92	205,00	202,04	201,43	202,47	202,01	201,67	202,27	201,56	201,15	201,25	201,04	201,94	200,25	201,95	203,06	202,61	200,63
Caudal Total (ton/d)	FQd0675	94,68	95,06	95,51	95,79	94,73	94,38	94,71	95,11	95,28	99,33	102,63	102,18	101,21	100,46	98,79	100,71	102,11	101,36	100,83	101,03	100,25	99,12	99,55	99,65	100,05	99,02	96,86	95,78	95,59	96,95
Vapor Média Pressão																															
Pressão	PT4976	16,12	16,07	16,08	16,08	16,10	16,12	16,14	16,14	16,11	16,10	16,09	16,10	16,14	16,15	16,14	16,14	16,14	16,15	16,07	16,06	16,06	16,05	16,06	16,07	16,07	16,11	16,15	16,11	16,10	16,10
Temperatura (°C)	TI404088_PV	301,14	301,04	299,26	302,48	302,17	303,82	304,36	304,32	305,22	304,11	303,90	304,97	304,03	303,56	303,16	306,01	306,94	307,49	304,18	304,40	304,38	303,18	303,58	304,69	304,97	304,61	305,44	305,43	305,18	302,79
Caudal E-0102 (ton/d)	FQd0102	87,43	97,82	100,59	96,32	89,78	82,78	76,89	65,09	66,86	69,69	82,59	78,74	76,87	63,33	76,69	70,19	64,86	58,52	63,50	58,97	56,66	60,23	64,36	58,24	55,23	60,71	57,35	56,02	62,73	74,95
Caudal E-0108 (ton/d)	FQd0109	145,09	144,70	148,74	147,90	148,16	130,47	132,70	125,18	129,26	134,74	136,83	137,22	131,95	134,49	131,18	132,61	134,27	134,38	135,33	134,23	135,54	137,21	139,82	135,22	131,94	129,90	129,66	129,51	131,22	132,70
Caudal E-0518 (ton/d)	FQd0553	22,70	32,41	37,10	36,99	35,11	34,55	33,39	33,59	35,04	35,43	34,71	32,65	3,41	0,00	0,00	0,00	0,38	128,29	133,14	132,83	134,73	133,62	134,15	134,10	100,81	4,67	32,34	33,30	32,06	
Caudal E-0517 (ton/d)	FQd0555	22,24	19,53	18,75	20,67	20,85	21,38	23,48	23,94	23,93	23,89	29,29	31,54	5,18	1,44	1,44	1,43	2,23	20,27	26,29	26,48	27,60	25,49	20,60	19,97	17,11	3,18	11,83	15,79	15,60	
Caudal E-0602 (ton/d)	FQd0677	0,23	0,03	0,04	0,03	0,03	0,03	0,03	0,02	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	0,02	0,02	0,03	0,03	0,02	0,03	0,03	0,03	0,03	0,03	
Caudal Área A-0601A (ton/d)	FQd0601A	51,58	113,95	83,40	67,47	65,06	69,71	79,06	55,95	61,18	76,14	84,59	71,78	27,05	-2,05	53,11	60,63	54,67	40,74	44,82	38,98	27,72	35,36	50,24	36,70	30,45	31,09	37,89	62,75	69,68	84,59
Caudal Área A-0601B (ton/d)	FQd0601B	8,83	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,24	9,14	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,02	0,00	0,00	0,03	0,05	0,05	0,06	0,00	0,00	0,00	
Caudal U0100 (ton/d)	FQd0602	258,56	268,95	275,49	269,23	262,59	237,34	232,56	213,30	218,37	226,28	241,40	238,27	230,85	219,53	231,52	225,75	221,53	214,98	221,12	214,94	213,75	219,31	226,44	215,22	208,99	212,88	211,39	210,03	218,45	232,51
Caudal U0500 (ton/d)	FQd0610	97,54	98,42	99,55	101,89	100,33	101,19	103,44	103,92	105,77	105,93	109,22	107,82	111,34	0,07	0,04	0,06	0,06	2,49	191,82	213,35	215,57	217,23	213,10	204,29	203,88	155,42	12,63	95,83	100,01	97,99
Caudal U0200 (ton/d)	FQd0611	961,00	983,50	994,60	991,40	980,30	961,40	822,20	864,10	925,50	929,20	942,10	942,90	941,50	949,00	942,30	949,60	944,10													

Tabela I.7. Médias mensais dos dados fornecidos pela refinaria para consumo de utilidades na FAR, para o mês de Julho.

Fuel Gas																																
Pressão Importação (barg)	PI0672	3,81	3,82	3,81	3,77	3,74	3,68	3,75	3,91	3,95	3,93	3,85	3,86	4,00	4,03	4,05	4,02	4,01	3,95	3,93	4,00	4,13	4,13	4,12	4,08	4,08	4,07	4,11	4,17	4,12	4,19	4,16
Temperatura (°C)	T10602	26,45	22,14	21,24	22,90	23,66	23,02	21,51	18,22	22,82	23,08	22,76	21,64	20,89	21,93	21,31	22,69	20,65	20,98	20,58	21,13	21,08	21,75	22,75	22,37	22,33	22,16	23,96	27,55	23,55	23,49	22,95
Poder Calorífico (kcal/kg)	PC_FGas	11336,30	11454,88	11465,76	11509,62	11517,76	11428,02	11354,76	11310,27	11282,22	11355,70	11449,31	11456,46	11530,43	11458,18	11467,90	11522,41	11559,33	11558,45	11519,35	11299,08	11474,39	11527,28	11534,76	11538,15	11546,12	11530,50	11521,18	11445,77	11503,74	11451,88	11466,64
Caudal H0101 (ton/d)	FQd0126	17,81	18,36	17,88	17,47	17,16	17,88	17,93	18,16	18,29	17,61	17,21	16,95	12,03	18,07	18,24	18,29	18,84	18,53	18,64	12,85	0,02	0,02	0,02	0,02	0,03	0,03	0,05	0,07	0,03	0,06	0,05
Caudal H0301 (ton/d)	FQd0347	15,03	14,95	14,83	14,62	14,72	14,77	15,04	14,90	15,25	15,04	14,51	14,32	1,62	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,00	0,00	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	0,02	
Caudal H0302 (ton/d)	FQd0365	6,11	6,10	6,10	6,16	6,24	6,23	6,21	6,21	6,29	6,25	6,14	6,03	0,67	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Caudal H0303 (ton/d)	FQd0367	0,66	0,66	0,66	0,66	0,67	0,68	0,69	0,70	0,73	0,72	0,69	0,67	0,05	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Caudal H0401 (ton/d)	FQd0430	8,86	8,43	8,48	8,49	8,29	7,96	6,72	6,42	6,67	6,94	6,80	6,62	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Caudal H0402 (ton/d)	FQd0440	4,57	4,75	4,66	4,85	4,89	4,75	4,87	4,75	4,69	4,70	4,64	4,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Caudal H0471 (ton/d)	FQd0451	25,29	25,31	25,26	24,97	25,24	25,24	25,67	25,01	25,34	24,26	23,49	19,92	0,22	0,16	0,16	0,17	0,19	0,19	0,19	0,19	0,19	0,20	0,20	0,18	0,17	0,13	0,12	0,12	0,04	0,04	
Caudal H0472 (ton/d)	FQd0457	3,68	3,61	3,57	3,52	3,54	3,60	3,56	3,55	3,62	3,59	3,57	3,34	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
Caudal D0405 (ton/d)	FQd0413	43,27	44,26	45,49	47,49	45,65	45,99	44,09	40,71	40,63	41,55	41,90	39,87	12,45	17,13	17,72	19,15	20,93	16,04	15,66	10,77	0,15	0,20	0,19	0,19	1,99	0,20	0,21	0,29	0,22	0,26	0,26
Caudal D0405 (ton/d)	FQd0673	89,55	90,55	90,31	88,78	88,91	89,18	89,26	89,07	89,80	87,09	85,37	80,34	20,16	27,05	29,28	30,58	31,12	32,70	30,49	24,31	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,14	0,06	0,06	0,06	0,06
Caudal LPG (ton/d)	FQd0671	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,00	0,00	0,00	0,00	
Caudal Total (ton/d)	FQd0670	63,09	64,15	65,98	67,95	65,39	66,54	65,05	63,97	65,65	65,09	62,10	58,76	18,94	23,91	23,50	23,58	24,37	23,97	24,18	17,04	0,29	0,26	0,16	0,13	0,14	0,10	0,07	0,07	0,20	0,19	0,10
Fuel Óleo																																
Poder Calorífico (kcal/kg)	PC_FOleo	9695,46	9691,29	9691,29	9689,01	9687,45	9686,97	9686,63	9686,49	9686,35	9686,35	9686,49	9686,63	9686,27	9686,08	9685,89	9685,80	9685,80	9685,80	9685,80	9685,80	9685,80	9685,80	9685,80	9685,80	9685,80	9685,80	9681,44	9678,37	9674,41	9671,46	9671,46
Caudal H0101 (ton/d)	FQd0128	11,54	11,80	12,67	13,15	12,59	12,35	12,35	12,44	12,46	13,31	13,40	13,91	10,84	11,26	11,26	11,08	11,27	10,97	11,27	9,48	10,48	10,33	10,35	10,25	10,19	9,98	10,08	9,11	10,33	10,12	10,12
Caudal H0301 (ton/d)	FQd0348	23,55	23,54	23,66	24,10	23,61	23,80	23,46	23,63	23,49	23,87	24,42	23,77	12,29	8,19	8,68	8,00	8,21	9,26	9,01	10,39	10,15	10,73	11,45	11,57	11,47	10,52	11,72	10,14	10,77	11,73	12,23
Caudal H0302 (ton/d)	FQd0366	5,82	5,83	5,78	5,77	5,68	5,72	5,73	5,74	5,72	5,74	5,72	5,80	4,73	5,91	7,07	6,88	6,67	6,96	6,96	7,24	7,37	7,39	7,66	7,77	7,57	7,48	7,79	6,80	6,69	5,80	4,64
Caudal H0401 (ton/d)	FQd0431	6,79	6,95	6,99	7,18	7,13	7,17	7,11	7,15	7,14	7,10	7,14	7,47	9,87	10,35	10,35	10,32	10,25	10,32	10,26	10,32	10,27	10,29	10,34	10,43	10,52	10,49	10,47	9,70	10,46	10,08	10,24
Caudal H0402 (ton/d)	FQd0441	7,76	7,54	7,68	7,66	7,52	7,50	7,49	7,46	7,49	7,59	9,38	9,18	6,31	5,72	5,25	4,97	4,82	2,70	0,64	0,02	2,30	2,40	2,63	0,17	0,00	0,02	4,84	4,18	4,19	4,21	
Caudal H0471 (ton/d)	FQd0452	25,12	25,45	25,17	25,58	25,05	25,46	24,68	25,28	24,96	26,46	27,30	33,00	11,77	11,83	11,83	11,72	11,24	11,47	10,64	10,79	10,55	10,58	10,63	10,74	10,97	10,77	11,07	10,42	13,72	10,66	10,64
Caudal H0472 (ton/d)	FQd0458	1,87	1,91	1,80	1,80	1,83	1,84	1,81	1,90	1,85	1,93	1,85	1,86	2,07	2,22	2,12	1,90	1,86	1,92	1,83	1,73	1,72	1,72	1,72	1,72	1,38	0,45	0,17	0,22	0,10	0,19	0,75
Caudal Total (ton/d)	FQd0672	182,50	182,14	180,53	181,93	181,51	182,49	180,32	181,10	182,68	185,56	187,15	194,32	161,45	157,42	158,34	155,96	154,35	156,95	153,91	154,52	153,62	156,56	158,26	158,19	155,87	151,51	153,86	152,41	156,38	154,32	154,33
Caudal Total (ton/d)	FQd0675	100,89	99,75	97,75	97,74	98,83	99,61	98,66	98,26	100,10	100,61	100,66	110,45	153,43	146,30	147,18	144,98	143,30	146,09	142,85	147,68	153,61	156,58	158,23	158,26	155,80	151,60	153,98	152,57	155,96	154,11	154,16
Vapor Média Pressão																																
Pressão	PT4976	16,13	16,09	16,07	16,08	16,12	16,12	16,07	16,05	16,07	16,04	16,05	16,06	15,96	16,01	16,02	16,02	16,01	16,01	16,02	16,09	16,25	16,27	16,27	16,26	16,26	16,25	16,18	16,19	16,18	16,17	16,17
Temperatura (°C)	TIC404088_PV	306,35	303,93	303,94	303,82	303,89	305,82	303,27	303,19	306,41	306,06	304,04	305,02	301,82	300,37	303,22	301,45	301,27	302,39	300,59	301,82	310,14	312,71	315,45	310,72	307,58	305,79	287,77	286,50	284,33	286,70	285,99
Caudal E-0102 (ton/d)	FQd0102	77,05	90,94	98,08	93,17	73,73	69,07	77,02	85,63	102,00	107,88	103,98	93,11	139,00	80,15	61,33	71,09	82,66	95,93	82,76	57,84	0,63	0,63	0,62	0,62	0,62	0,62	0,60	0,60	0,62	0,62	0,62
Caudal E-0108 (ton/d)	FQd0109	119,26	126,86	129,04	128,44	116,31	104,29	103,16	105,31	113,11	111,61	114,06	116,16	177,42	121,89	118,31	125,75	129,41	129,41	121,91	84,73	2,71	2,56	2,57	2,78	2,55	2,43	2,19	4,60	13,57	17,72	20,87
Caudal E-0518 (ton/d)	FQd0553	23,79	24,10	22,94	23,29	8,94	0,00	113,53	143,38	140,05	139,81	139,41	139,54	8,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Caudal E-0517 (ton/d)	FQd0555	17,97	20,03	21,18	21,17	9,57	1,57	10,70	15,57	21,95	21,72	20,79	20,93	2,76	1,58	1,55	1,55	1,53	1,52	1,50	1,49	1,49	1,48	1,45	1,48	1,48	1,48	1,48	1,48	1,48	1,48	1,49
Caudal E-0602 (ton/d)	FQd0677	0,05	0,05	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,05	0,06	0,05	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,05	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,06	0,05	0,05	0,05	0,05	0,05
Caudal Área A (ton/d)	FQd0601	-52,20	1,60	19,08	-10,45	-29,85	-21,07	-10,29	-8,22	31,75	37,03	32,61	7,92	341,01	325,88	302,13	319,35	337,49	347,11	329,28	264,28	119,99	117,61	116,82	118,16	111,29	101,14	99,26	98,10	98,42	98,25	98,68
Caudal Área A-0601A (ton/d)	FQd0601A	0,69	12,54	20,48	4,36	0,71	2,38	3,84	4,05	32,28	37,05	32,65	20,01	341,03	325,88	302,13	319,35	337,49	347,11	329,28	264,29	119,99	117,61	116,82	118,16	111,29	101,14	99,26	98,10	98,42	98,25	98,68
Caudal Área A-0601B (ton/d)	FQd0601B	52,89	10,94	1,40	14,81	30,56	23,45	14,13	12,27	0,53	0,01	0,04	12,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Caudal U0100 (ton/d)	FQd0602	220,35	242,84	252,74	247,26	214,72	197,91	203,84	215,35	241,02	245,35	243,57	235,00	339,31	225,86	202,23	220,62	236,63	250,26	229,19	160,11	6,36	6,15	6,24	6,49	6,36	5,93	6,61	8,28	5,51	4,82	4,82
Caudal U0500 (ton/d)																																

Anexo J. Entalpia e entropia de saída de líquido saturado

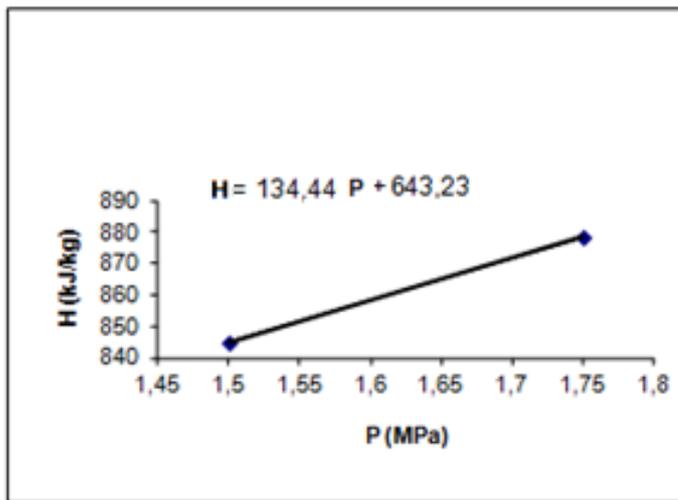


Figura 160. Entalpia de saída de líquido saturado, em função da pressão.

(Çengel e Boles (1998))

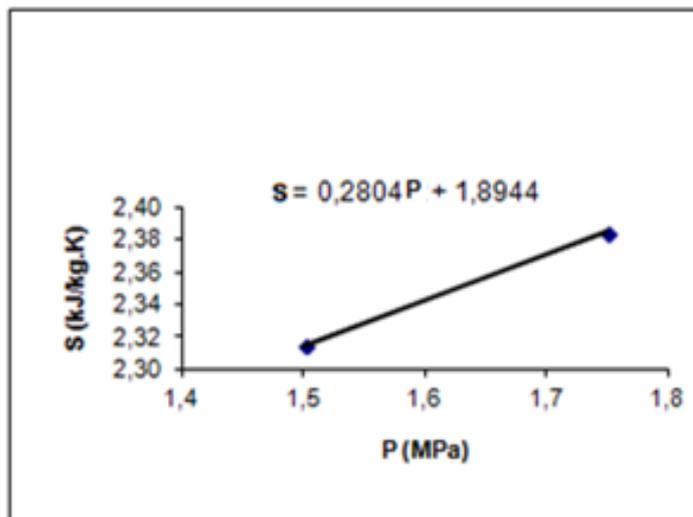


Figura 161. Entropia de saída de líquido saturado, em função da pressão.

(Çengel e Boles (1998))