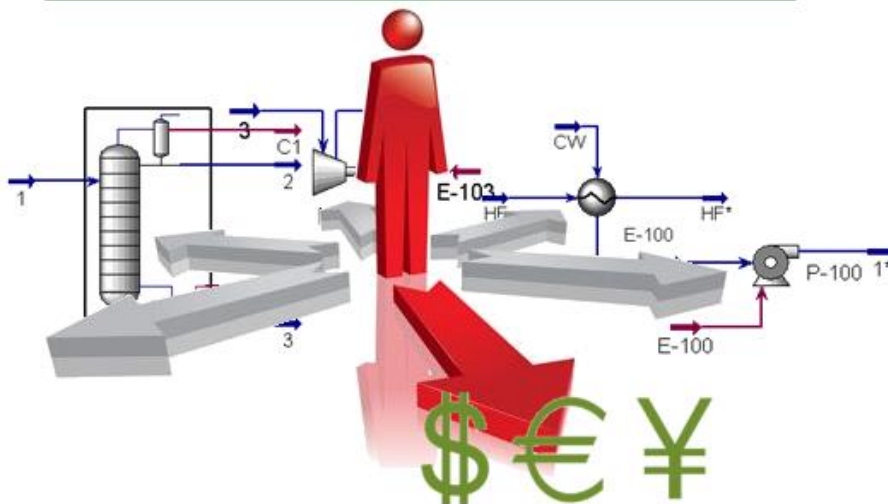




**ISEL**

**INSTITUTO SUPERIOR DE ENGENHARIA DE LISBOA**  
**ÁREA DEPARTAMENTAL DE ENGENHARIA QUÍMICA**

Enabled by **Aspen Process Economic Analyzer (APEA)**



## **A Análise Económica de Processos como Ferramenta de Decisão no decurso do seu Desenvolvimento**

**SANDRA MARIA DE ALMEIDA DA CONCEIÇÃO**  
(Licenciada)

Trabalho Final de Mestrado para obtenção do grau de Mestre  
em Engenharia Química e Biológica

Orientadores:

Doutor João Miguel Alves da Silva  
Doutora Isabel Maria da Silva João

Júri:

Presidente:

Doutor Teodoro Trindade

Vogais:

Doutor João Miguel Alves da Silva  
Doutora Filipa Ribeiro

**Dezembro de 2016**

## Agradecimentos

Agradeço aos meus pais, Armando e Eugénia Conceição, por acreditarem em mim mesmo quando eu própria duvidei e por me terem sempre incentivado e motivado a lutar pelas minhas ambições. Agradeço também por terem abdicado diariamente de alguns minutos de lazer para me permitirem ter mais tempo para trabalhar neste projecto.

Agradeço aos meus orientadores, Professor João Silva e Professora Isabel João, por todo o acompanhamento, pela orientação ao nível da gestão de calendário e por me terem ensinado a ser mais autónoma e mais confiante no meu trabalho.

Agradeço ao meu namorado, Ruben Serafim, por ter estado ao meu lado neste percurso e pela paciência que teve comigo nos dias menos fáceis.

Agradeço também à restante família Serafim (Sara, Paula e Paulo) pelas vezes que disponibilizou a própria casa para me promover um local de estudo onde me pude concentrar e trabalhar até mais tarde.

Finalmente agradeço a todas as pessoas mais próximas que aceitaram e compreenderam a minha ausência durante este tempo.

A todos, os meus sinceros agradecimentos.

## Resumo

Este trabalho tem como principal objectivo compreender a importância da selecção das ferramentas de estimativa económica nas decisões tomadas durante o desenvolvimento de um processo. São utilizados três métodos de estimativa económica baseados em custos de equipamentos adquiridos, dando-se maior relevância ao Aspen Economic Evaluation (AEE), ferramenta inserida no simulador de processos Aspen HYSYS® (AH). Exploram-se ainda duas fontes teóricas de acesso livre disponíveis em “Chemical Engineering Design – Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design” de Gavin Towler e Ray Sinnott, 2ª Edição de 2013, e em <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/>, que consiste numa plataforma interactiva baseada nos conteúdos do livro “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, 5ª Edição, escrito por Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus e Ronald E. West, publicado em 2002 pela McGraw Hill.

O corpo deste trabalho apresenta vários Estudos de Casos de aplicação de equipamentos cujas estimativas económicas são determinadas com recurso ao AEE, seguindo-se de um capítulo de apresentação e comparação dos resultados obtidos para os mesmos casos através dos métodos empíricos acima mencionados. Estudam-se vários exemplos de aplicação de bombas centrífugas, compressores, permutadores de calor de casco e tubos e colunas de destilação, variando-se condições de trabalho e parâmetros de dimensionamento.

A execução deste trabalho permitiu conhecer e compreender a dimensão das limitações da aplicação dos métodos empíricos abordados na realização de estimativas de custos de equipamentos, ao nível das condições de trabalho e dos parâmetros de dimensionamento abrangidos. Consequentemente percebeu-se que estas limitações podem conduzir a decisões menos vantajosas, mesmo numa fase preliminar do desenvolvimento de um processo onde as estimativas de ordem de magnitude realizadas toleram erros de até 50%. Aponta-se assim maior benefício na utilização do AEE para este fim, apesar da sua menor simplicidade de utilização.

Palavras-chave: Estimativa Económica, Estimativa de Custos de Equipamentos, Desenvolvimento de Processos, Aspen HYSYS, Aspen Economic Evaluation, Estimativas de Ordem de Magnitude.

## Abstract

The leading purpose of this paper consists in understanding the importance of the economic estimation tool selection on the decisions made through process development. Three economic estimation methods based on purchased equipment are used, giving more relevance to Aspen Economic Evaluation (AEE), which consists in a tool included in the process simulation software Aspen HYSYS® (AH). Two free access theoretical methods are also explored and can be consulted in “Chemical Engineering Design – Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design”, by Gavin Towler and Ray Sinnott, 2<sup>nd</sup> Edition of 2013, and in the website <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/>, which consists in an interactive platform based on the contents of the book “Plant Design and Economics for Chemical Engineers”, 5<sup>th</sup> Edition, by Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus and Ronald E. West, published in 2002 by McGraw Hill.

This paper main content includes several Case Studies centered on different equipment applications whose economic estimates are determined using AEE, followed by a chapter of results comparison where the same estimates are obtained resorting to the theoretical methods above mentioned. These Case Studies embraced different work conditions and sizing parameters for some examples of centrifugal pumps, compressors, shell and tube heat exchangers and distillation columns applications.

This project execution made possible to recognize and understand the dimension of the limitations of the economic estimation theoretical methods approached, in concern to work conditions and sizing parameters. Hence, it was possible to understand that these restrictions may lead to less convenient decisions, even in a preliminary stage of process development where order of magnitude estimates admit errors up to 50%. Therefore, it was acceptable to distinguish AEE as a superior tool for economic estimates, even despite to its less simple usage.

Key-words: Economic Estimate, Equipment Cost Estimate, Process Development, Aspen HYSYS, Aspen Economic Evaluation, Order of Magnitude Estimates

## Índice

Agradecimentos.....	2
Resumo.....	3
Abstract.....	4
Índice .....	5
Índice de Tabelas.....	8
Índice de Figuras .....	11
Lista de Siglas .....	13
1. Introdução.....	14
1.1. Desenvolvimento de Processos.....	14
1.2. Aspen Economic Evaluation .....	18
1.2.1. Apresentação da Ferramenta .....	18
1.2.2. Etapas-chave na utilização do Aspen Economic Evaluator .....	19
1.2.3. Fundamentos do Aspen Economic Evaluation.....	20
1.3. Métodos Empíricos de Estimativa de Custos.....	22
2. Estudo de Casos – Aspen Economic Evaluation.....	24
2.1. Bombas.....	24
2.1.1. Tipo de bomba.....	25
2.1.2. Material de construção .....	28
2.1.3. Volume de Aquisição (Número de Itens Idênticos).....	30
2.1.4. Tipo de Accionamento.....	31
2.1.5. Eficiência.....	32
2.1.6. Diferença de Pressão.....	33
2.1.7. Caudal de Líquido.....	36
2.1.8. Sumário dos Estudos de Bombas .....	37
2.2. Compressores .....	38
2.2.1. Tipo de Compressores .....	38
2.2.2. Caudal de Gás.....	40

2.2.3.	Diferença de Pressão.....	42
2.2.4.	Tipo de Accionamento.....	43
2.2.5.	Potência do Motor.....	44
2.2.6.	Sumário dos Estudos de Compressores .....	45
2.3.	Permutadores de Calor .....	46
2.3.1.	Modelos de Transferência de Calor .....	48
2.3.2.	Área de Transferência de Calor .....	51
2.3.3.	Desenho do Permutador – Tipo TEMA.....	53
2.3.4.	Tipo de Ebulidor.....	55
2.3.5.	Tipo de Condensador.....	57
2.3.6.	Sumários dos Estudos de Permutadores de Casco e Tubos .....	59
2.4.	Colunas.....	61
2.4.1.	Número de Pratos.....	63
2.4.2.	Tipo de Interior.....	67
2.4.3.	Pressão de Funcionamento.....	71
2.4.4.	Composição da Alimentação .....	75
2.4.5.	Sumário dos Estudos de Colunas de Destilação .....	79
3.	Estudo de Casos – Comparação com Métodos Empíricos .....	82
3.1.	Bombas.....	82
3.1.1.	Tipo de Bomba .....	83
3.1.2.	Material de Construção .....	84
3.1.3.	Volume de Aquisição (Número de Itens Idênticos).....	85
3.1.4.	Diferença de Pressão.....	85
3.1.5.	Caudal de Líquido.....	86
3.2.	Compressores .....	88
3.2.1.	Tipo de Compressores .....	89
3.2.2.	Caudal de Gás.....	90
3.2.3.	Diferença de Pressão.....	92
3.2.4.	Tipo de Accionamento.....	93

---

3.2.5.	Potência do Motor .....	94
3.3.	Permutadores de Calor .....	96
3.3.1.	Área de Transferência de Calor .....	98
3.3.2.	Desenho do Permutador .....	100
3.3.3.	Tipo de Ebulidor.....	101
3.3.4.	Tipo de Condensador.....	102
3.4.	Colunas de Destilação .....	103
3.4.1.	Número de Pratos.....	105
3.4.2.	Tipo de Interior.....	108
3.4.3.	Pressão de Funcionamento.....	110
3.4.4.	Composição da Alimentação .....	113
4.	Conclusão.....	115
5.	Propostas de Trabalho Futuro .....	118
6.	Anexos .....	119
6.1.	Anexo I - Curvas de Equipamentos Adquiridos (Towler & Sinnott, 2013)....	119
6.2.	Anexo II – Nomenclatura de Permutadores tipo TEMA (adaptado) (Aspen Technology, Inc., 2012) .....	120
6.3.	Anexo III – Chemical Engineering Plant Cost Index 2013 .....	121
7.	Referências .....	122

## Índice de Tabelas

Tabela 1 – Estudo 2.1.1.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação. ....	25
Tabela 2 – Estudo 2.1.1.: Informações importantes sobre as bombas, ordenadas por ordem ascendente de custos de equipamento.....	26
Tabela 3 – Estudo 2.1.2.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação. ....	28
Tabela 4 – Estudo 2.1.3.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação. ....	30
Tabela 5 – Estudo 2.1.4.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação. ....	31
Tabela 6 – Estudo 2.1.5.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação. ....	33
Tabela 7 – Estudo 2.1.6.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação. ....	34
Tabela 8 – Estudo 2.1.6.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação – diferentes cargas. ....	35
Tabela 9 – Estudo 2.1.7.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação. ....	36
Tabela 10 – Tipos de Compressores de Ar (AC) e de Gás (GC) e respectivos limites de caudal e pressão.....	39
Tabela 11 – Estudo 2.2.1.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.....	39
Tabela 12 – Estudo 2.2.2.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.....	41
Tabela 13 – Estudo 2.2.3.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.....	42
Tabela 14 – Estudo 2.2.4.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.....	43
Tabela 15 – Estudo 2.2.5.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.....	44
Tabela 16 – Tipos TEMA de Permutadores de Casco e Tubos suportados pelo Icarus (Aspen Technology, Inc., 2012). ....	47
Tabela 17 – Tipos TEMA de Ebulidores suportados pelo Icarus (Aspen Technology, Inc., 2012). ....	47
Tabela 18 – Correntes para realização dos estudos sobre permutadores de calor. ....	48
Tabela 19 – Condições fixadas para realização dos estudos sobre permutadores de calor. ....	48
Tabela 20 – Estudo 2.3.1.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.....	49
Tabela 21 – Parâmetros de dimensionamento dos permutadores ensaiados no estudo 2.3.1.....	50
Tabela 22 – Estudo 2.3.2.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.....	52
Tabela 23 – Estudo 2.3.3.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.....	54
Tabela 24 – Tabela comparativa das estruturas analisadas no estudo 2.3.3.....	54
Tabela 25 – Estudo 2.3.4.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.....	56
Tabela 26 – Estudo 2.3.5.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.....	58
Tabela 27 – Estudo 2.4.1.: Custos e Pesos das Colunas e respectivas Instalações. ..	63



Tabela 28 – Estudo 2.4.1.: Custos e Pesos dos Permutadores e respectivas Instalações. ....	64
Tabela 29 – Custo dos Permutadores em relação às Colunas – Estudo 2.4.1.....	66
Tabela 30 – Custos Totais das Colunas estudadas em 2.4.1. ....	66
Tabela 31 – Estudo 2.4.2: Custos e Pesos das Colunas e respectivas Instalações. ...	67
Tabela 32 – Estudo 2.4.2: Custos e Pesos dos Permutadores e respectivas Instalações. ....	68
Tabela 33 – Estudo 2.4.2: Custo dos Permutadores em relação às Colunas. ....	70
Tabela 34 – Custos Totais das Colunas estudadas em 2.4.2. ....	71
Tabela 35 – Condições de pressão para realização do estudo 2.4.3 .....	71
Tabela 36 – Estudo 2.4.3: Custos e Pesos das Colunas e respectivas Instalações. ...	72
Tabela 37 – Estudo 2.4.3: Custos e Pesos dos Permutadores e respectivas Instalações. ....	73
Tabela 38 – Estudo 2.4.3: Custo dos Permutadores em relação às Colunas. ....	74
Tabela 39 – Custos Totais das Colunas estudadas em 2.4.3. ....	74
Tabela 40 – Composição das correntes de alimentação da coluna para realização do estudo 2.4.4.....	75
Tabela 41 – Estudo 2.4.4: Custos e Pesos das Colunas e respectivas Instalações. ...	75
Tabela 42 – Estudo 2.4.4: Custos e Pesos dos Permutadores e respectivas Instalações. ....	77
Tabela 43 – Estudo 2.4.4: Custo dos Permutadores em relação às Colunas. ....	78
Tabela 44 – Custos Totais das Colunas estudadas em 2.4.4. ....	78
Tabela 45 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.1.1. ....	83
Tabela 46 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.1.2. ....	84
Tabela 47 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.1.3. ....	85
Tabela 48 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.1.6. ....	85
Tabela 49 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.1.7. ....	86
Tabela 50 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.2.1. ....	89
Tabela 51 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.2.2. ....	90
Tabela 52 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.2.3. ....	92
Tabela 53 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.2.4. ....	93
Tabela 54 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.2.5. ....	94
Tabela 55 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.3.2. ....	98
Tabela 56 – Equivalências consideradas para reprodução das estimativas de custos em 2.3.3. ....	100
Tabela 57 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.3.3. ....	100

Tabela 58 – Equivalências consideradas para reprodução das estimativas de custos em 2.3.4. ....	101
Tabela 59 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.3.4. ....	101
Tabela 60 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.3.5. ....	102
Tabela 61 – Comparação dos Custos das Colunas estudadas em 2.4.1.....	105
Tabela 62 – Comparação dos Custos dos Permutadores estudados em 2.4.1.....	106
Tabela 63 – Comparação dos Custos das Unidades de Destilação estudadas em 2.4.1. ....	107
Tabela 64 – Comparação dos Custos das Colunas estudadas em 2.4.2.....	108
Tabela 65 – Comparação dos Custos dos Permutadores estudados em 2.4.2.....	109
Tabela 66 – Comparação dos Custos das Unidades de Destilação estudadas em 2.4.2. ....	110
Tabela 67 – Comparação dos Custos das Colunas estudadas em 2.4.3.....	110
Tabela 68 – Comparação dos Custos dos Permutadores estudados em 2.4.3.....	111
Tabela 69 – Comparação dos Custos das Unidades de Destilação estudadas em 2.4.3. ....	112
Tabela 70 – Comparação dos Custos das Colunas estudadas em 2.4.4.....	113
Tabela 71 – Comparação dos Custos dos Permutadores estudados em 2.4.4.....	113
Tabela 72 – Comparação dos Custos das Unidades de Destilação estudadas em 2.4.4. ....	114

## Índice de Figuras

Figura 1 - Exemplo de alguns conteúdos de um Relatório de Engenharia Básica. ....	15
Figura 2 – Relação entre as etapas de Desenvolvimento de um Processo e as ferramentas da AspenTech, adaptado de Beck, 2013.....	19
Figura 3 – Custo da bomba vs Carga.....	35
Figura 4 – Custo da instalação da bomba vs Carga. ....	35
Figura 5 – Custo do Equipamento vs Caudal.....	36
Figura 6 – Custo da Instalação vs Caudal. ....	36
Figura 7 – Custo do Compressor vs Caudal. ....	41
Figura 8 – Custo da Instalação vs Caudal. ....	41
Figura 9 – Custo do Compressor vs $\Delta P$ .....	42
Figura 10 – Custo da Instalação vs $\Delta P$ .....	42
Figura 11 – Custo do Compressor vs Potência do Motor. ....	45
Figura 12 – Custo da Instalação vs Potência do Motor. ....	45
Figura 13 – Representação esquemática de um permutador de casco e tubos. ....	46
Figura 14 – Custo do Permutador vs ATC.....	52
Figura 15 – Custo do Permutador vs Diâmetro do Casco.....	53
Figura 16 – Custo do Permutador vs Número de Tubos.....	53
Figura 17 – Custo da Coluna vs Nº de Pratos.....	63
Figura 18 – Custo da Instalação da Coluna vs Nº de Pratos. ....	63
Figura 19 – Custo do Condensador vs ATC. ....	65
Figura 20 – Custo da Instalação do Condensador vs ATC.....	65
Figura 21 – Custo do Ebulidor vs ATC. ....	65
Figura 22 – Custo da Instalação do Ebulidor vs ATC.....	65
Figura 23 – Custo do Ebulidor vs ATC. ....	69
Figura 24 – Custo da Instalação do Ebulidor vs ATC.....	69
Figura 25 – Custo do Equipamento vs Pressão da Alimentação.....	72
Figura 26 – Custo da Instalação vs Pressão da Alimentação. ....	72
Figura 27 – Custo do Equipamento vs Diâmetro da Coluna. ....	76
Figura 28 – Custo da Instalação vs Diâmetro da Coluna.....	76
Figura 29 – Custo do Equipamento vs Caudal de água, através do AEE e do <i>website</i> em estudo.....	87
Figura 30 – Custo do Compressor vs Caudal, através dos métodos estudados. ....	91
Figura 31 – Custo do Compressor vs $\Delta p$ , através dos métodos estudados. ....	93

---

Figura 32 – Custo do Compressor vs Potência do Motor, através dos métodos estudados.....	95
Figura 33 – Custo do Permutador vs ATC, através dos métodos estudados.....	99
Figura 34 – Custos da Coluna de Destilação vs Número de Pratos, para os três métodos de estimativa de custos.....	105
Figura 35 - Nomenclatura TEMA (Aspen Technology, Inc., 2012). ....	120
Figura 36 - CEPCI 2013 (Economic Indicators, 2013).....	121

## Lista de Siglas

ACCE	Aspen Capital Cost Estimator
AEE	Aspen Economic Evaluation
AH	Aspen HYSYS®
APEA	Aspen Process Economic Analyzer
ATC	Área de Transferência de Calor
CEPCI	Chemical Engineering Plant Cost Index
EPC	Engineering, Procurement and Construction
IPE	Icarus Process Evaluator
NWE	Northwest European
USGC	United States Gulf Coast

## 1. Introdução

### 1.1. Desenvolvimento de Processos

No âmbito da contextualização do presente trabalho, pretende-se com este capítulo expor algumas ideias essenciais sobre o desenvolvimento de processos e o papel de um engenheiro químico neste procedimento.

O desenvolvimento de um processo consiste na criação de um projecto que tem como objectivo a obtenção dos produtos desejados através da transformação de matérias-primas. Consiste num trabalho complexo que exige um planeamento e uma estruturação bem definidos, passando inevitavelmente pelas seguintes etapas (Beck, 2013):

- Concepção do Projecto
- Engenharia Básica
- Engenharia de Detalhe
- Construção/ Arranque
- Operação/ Manutenção/ Optimização

A **Concepção de um Projecto** é uma etapa criativa que provém da existência e identificação de uma necessidade, seja ela um produto carente no mercado, um processo produtivo mais vantajoso ou a criação de um novo produto. Após esta identificação, prossegue-se com a criação e avaliação preliminar de projectos possíveis e posterior selecção das melhores ideias. Estas são limitadas pelo reconhecimento das especificações pretendidas assim como das restrições existentes (Towler & Sinnott, 2013). Para fins de rastreio numa fase inicial, as decisões económicas desta etapa baseiam-se na realização de Estimativas de Ordem de Grandeza (Classe 5) que exigem precisões entre 30 a 50% (Towler & Sinnott, 2013).

Esta etapa envolve a definição e selecção dos parâmetros gerais do produto, tamanho e localização da fábrica, processo produtivo a desenvolver entre todos os critérios que sejam necessários à iniciação do desenvolvimento de um processo concreto (Peters & Timmerhaus, 1991), apoiando-se na execução de Estimativas Preliminares (Classe 4) de precisões próximas de 30% (Towler & Sinnott, 2013).

A partir dos critérios e conceitos gerais definidos na concepção do projecto, inicia-se a etapa de **Engenharia Básica**. Esta visa assegurar que toda a informação necessária à Engenharia de Detalhe (etapa seguinte) é reunida, revista e aprovada por forma a minimizar possíveis erros e novas revisões numa fase mais avançada do desenvolvimento do processo (Towler & Sinnott, 2013).

Os tópicos seguintes consistem numa lista de alguns dos conteúdos que devem existir num relatório de Engenharia Básica (adaptada e simplificada de Towler & Sinnott, 2013).

1. Descrição do processo e princípios de base (definidos previamente na concepção do projecto):
  - Definição do projecto (cliente, localização, matérias-primas e produtos principais);
  - Descrição do processo (breve descrição do fluxograma do processo e da química envolvida, incluindo diagramas de blocos);
  - Base e objectivo do projecto (incluindo a capacidade da fábrica).
2. Diagramas de processos.
3. Balanços de massa e energéticos (incluindo temperaturas e pressões de funcionamento, composições das correntes, etc., tendo em consideração as condições variáveis e as propriedades físicas e químicas de cada espécie envolvida).
4. Simulação do processo.
5. Listagem de equipamento.
6. Especificações dos equipamentos.
7. Materiais de construção (quais os materiais utilizados e a razão da sua selecção).
8. Hidráulica preliminar (previsão e cálculo de perdas de carga que irão influenciar o dimensionamento das bombas e compressores).
9. Procedimentos de operação preliminares (relativos ao arranque da fábrica, ao encerramento e à paragem de emergência).
10. Análise preliminar de riscos.
11. Estimativa de custos de capital (repartição da aplicação do capital por cada tipo equipamento ou tipo de equipamento).
12. Integração energética e estimativa de utilidades.
13. Premissas e decisões de projecto.
14. Documentação da avaliação do projecto (incluindo actas de reuniões e acções realizadas para resolução de problemas surgidos no decurso do desenvolvimento do projecto).
15. Apêndices (que devem conter as folhas de cálculo que justificam a selecção e dimensionamento dos equipamentos).

**Figura 1 - Exemplo de alguns conteúdos de um Relatório de Engenharia Básica.**

Nesta etapa são realizadas Estimativas Definitivas (Classe 3), de rigor entre 10 e 15%, com base nos fluxogramas definidos no relatório de engenharia básica (Towler & Sinnott, 2013).

A **Engenharia de Detalhe** passa pela preparação das aquisições e da construção da fábrica. Fazem-se os desenhos detalhados para a fabricação dos equipamentos especiais e preparam-se as especificações para os equipamentos comuns. Faz-se um esboço completo da fábrica e desenvolvem-se desenhos técnicos e instruções de construção, incluindo diagramas de tubagens e outros detalhes de construção. São definidas as especificações para os armazéns, laboratórios, vedações, meios de transporte, entre outros itens. Esta etapa requer a participação de engenheiros de várias áreas, tais como civis, electrotécnicos, mecânicos e arquitectos. As condições de segurança e os factores de impacto ambiental também devem ser adequadamente documentados (Peters & Timmerhaus, 1991). A análise económica desta etapa passa pela realização de Estimativas de Detalhe (Classe 2), de precisão entre 5 e 10%, para fins de controlo de custos e para concretização de contratos de preço fixo (Towler & Sinnott, 2013).

No final da realização do projecto recorre-se ainda às Estimativas de Verificação (Classe 1), que exigem a mesma precisão das referidas anteriormente mas baseiam-se nos dados do projecto já terminado e nas negociações realizadas e concluídas relativas à aquisição de artigos especializados e de longo prazo.

Após tomada a decisão de prosseguir para a **construção** da fábrica, surge imediatamente a necessidade do seu **arranque**. No entanto, a decisão de quando iniciar actividade é um factor bastante importante que deve ter em consideração a comum ocorrência de grandes atrasos tanto na fabricação dos principais equipamentos assim como no tempo decorrido entre as encomendas e respectivas entregas. Assim sendo, o engenheiro químico deve trabalhar em conjunto com toda a equipa durante as fases de construção e planeamento de compras. Ao priorizar as etapas de construção que poderão requerer mais tempo que o previsto, o atraso do arranque será minimizado. A existência de uma sequência de projecto correcta é assim um parâmetro essencial para evitar atrasos na sua construção (Peters & Timmerhaus, 1991).

Durante a construção da fábrica, o engenheiro químico deve estar presente para auxiliar na interpretação dos projectos e para apreender novos métodos para a melhoria de projectos futuros. Deve também estar disponível durante o arranque e as primeiras fases de funcionamento. Assim, ao trabalhar de perto com a equipa de planeamento, construção e operação, mantém-se o critério de eficácia e eficiência desde os desenhos de projecto até à planta final (Peters & Timmerhaus, 1991).



Após a construção e arranque da fábrica, o engenheiro químico tem como função o acompanhamento da **operação**, da **manutenção** e a implementação de medidas de **optimização** de desempenho.

Esta etapa consiste essencialmente em manter toda a instalação fabril, incluindo todos os equipamentos, em boas condições de funcionamento (Peters & Timmerhaus, 1991). A melhoria contínua deve ser também uma pretensão constante, procurando melhor eficiência do processo através da sua optimização.

Compreende-se assim que o papel activo de um engenheiro químico ao longo do desenvolvimento de um processo requer inevitavelmente uma pesquisa contínua por informação. Esta encontra-se disponível em variadas fontes como publicações, projectos de fábricas activas, dados laboratoriais e de fábricas-piloto (Peters & Timmerhaus, 1991).

A evolução da era digital veio desta forma valorizar qualquer plataforma que consiga reunir estas informações e que permita o seu acesso e compreensão de uma forma mais simples, assim como a obtenção rápida de resultados para acompanhar o dinamismo do mercado actual.

A sustentabilidade de uma fábrica passa pela sua viabilidade económica, pretendendo-se rentabilizar a sua actividade da melhor maneira. Esta torna-se assim um factor de decisão desde a primeira etapa de concepção do projecto, onde uma ideia só será considerada viável se for passível de gerar lucro. Desta forma, a estimativa de custos ganha um papel predominante ao longo de todo o processo. Apesar de existirem especialistas nesta área (como empresas EPC – Engineering, Procurement & Construction), é também responsabilidade do engenheiro químico ter a capacidade de realizar estimativas económicas aproximadas que sirvam como ferramenta de decisão ao longo de todo o projecto. Para além de variados métodos empíricos presentes na literatura, como por exemplo Happle & Jordan (1975), Guthrie (1974), Page (1996), Garret (1989), Humphreys (1991) e Humphreys (2005), entre outros, o engenheiro químico pode ainda recorrer ao Aspen Economic Evaluation – ferramenta de estimativa económica do *software* Aspen HYSYS® - considerada em Towler & Sinnott, 2013 como o *software* mais sofisticado para estimativas de custos preliminares.

## 1.2. Aspen Economic Evaluation

O Aspen Economic Evaluation (AEE) é uma ferramenta de estimativa económica incluída na secção Activated Analysis do *software* Aspen HYSYS®.

### 1.2.1. Apresentação da Ferramenta

O primeiro *software* de análise económica criado pela AspenTech foi o Icarus Process Evaluator (IPE), que tem vindo a ser continuamente melhorado. É actualmente conhecido por Aspen Process Economic Analyzer (APEA) e foi desenhado com o âmbito de automatizar a preparação de projectos detalhados, estimativas de custos, análise de investimentos e de mapas e calendários laborais a partir do mínimo de informação disponibilizada. As informações de projecto podem ser inseridas directamente no programa ou importadas automaticamente a partir de vários *softwares* de simulação de processos não só da AspenTech mas também da Chemstations, Hyprotech, SimSci entre outros (Aspen Technology, Inc., 2013). As estimativas devolvidas por este *software* serão assim tanto mais exactas quanto mais detalhadas forem as condições de processo definidas. Os custos podem ser estimados para processos completos ou apenas para equipamentos individualmente analisados, abrangendo mais de 250 tipos de equipamentos cujos materiais de construção podem ser escolhidos de uma listagem diversa que inclui as ligas padrão utilizadas nos E.U.A., Reino Unido, Alemanha e Japão (Towler & Sinnott, 2013).

A utilização deste programa no simulador de processos Aspen HYSYS® é realizada através do AEE. Este último está incluindo numa funcionalidade do *software* designada por Activated Analysis, que permite a optimização do processo abrangendo não só os parâmetros económicos mas também os factores energéticos e os permutadores de calor incluídos no estudo. O AEE consiste portanto numa ferramenta de interface entre o *software* de análise económica APEA e o simulador de processos Aspen HYSYS®.

Para uma análise de maior exactidão a AspenTech dispõe ainda do Aspen Capital Cost Estimator (ACCE), noutros tempos designado por Aspen Kbase, que consiste numa ferramenta de análise do processo integrado, abrangendo todos os parâmetros definidos na etapa da Engenharia de Detalhe (Aspen Technology, Inc., 2012).

Para melhor compreensão da aplicação e utilização destes recursos, apresenta-se o esquema seguinte que relaciona as ferramentas apresentadas e as etapas de desenvolvimento do processo definidas no início desta introdução.

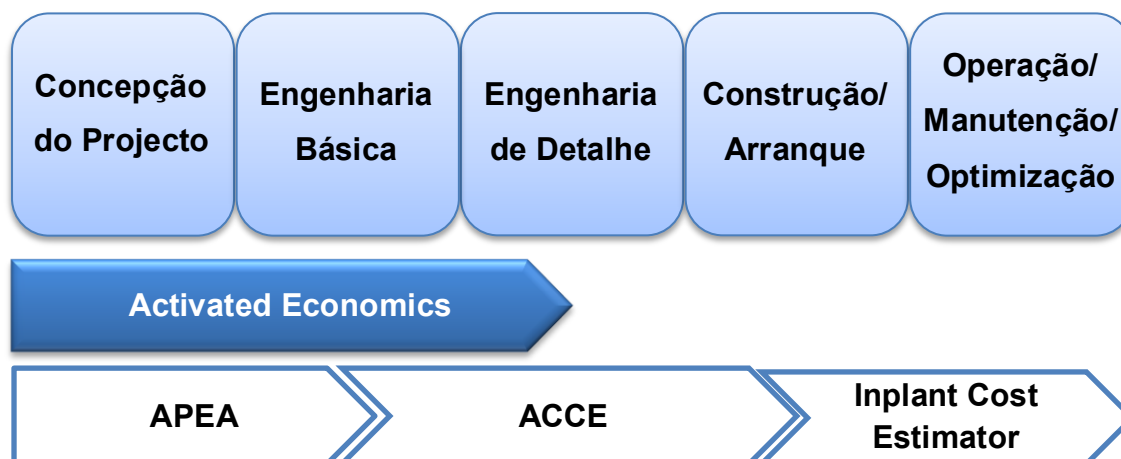


Figura 2 – Relação entre as etapas de Desenvolvimento de um Processo e as ferramentas da AspenTech, adaptado de Beck, 2013.

Percebe-se assim que o Activated Economics (que inclui o APEA e recorre ainda ao ACCE) abrange as etapas iniciais da concepção do projecto e engenharia básica e ainda algumas tarefas da engenharia de detalhe. Para estimativas mais detalhadas e que incidem sobre outros parâmetros como, por exemplo, instalação de armazéns, alocação de toda a instalação, entre outros, recorre-se ao ACCE. Nas fases mais avançadas do desenvolvimento de um projecto pode-se ainda recorrer ao Inplant Cost Estimator, que está fora do âmbito deste trabalho.

### 1.2.2. Etapas-chave na utilização do Aspen Economic Evaluator

Para melhor compreensão do capítulo seguinte, onde se irá esclarecer sobre os fundamentos por detrás do AEE, apresentam-se neste subcapítulo algumas etapas fundamentais na utilização desta ferramenta.

Inicialmente devem-se definir as opções de custos em Cost Options, onde se escolhe o modelo de custos a utilizar. Por definição, este encontra-se definido para o sistema americano USGC. Tem-se também a possibilidade de alterar alguns parâmetros relativos ao investimento tais como o tempo de vida útil da fábrica (em anos), a duração do seu arranque (em anos), a data prevista para o início da operação e o número de horas de actividade que constitui um ano de trabalho. Devem também ser

revisos e alterados, caso necessário, os custos relativos às utilidades, através da opção Process Utility Manager (Hegy, Glagola, Tremblay, & McCarthy, 2013).

O estudo económico é posteriormente iniciado activando a *check-box* **Economics Active**. É necessário passar de seguida pelas etapas de **Mapeamento**, **Dimensionamento**, **Revisão dos Equipamentos** e **Avaliação**. Estas são as etapas das quais irá depender a precisão das estimativas resultantes. Tal como referido anteriormente, quanto maior o detalhe das informações dadas pelo utilizador, maior o rigor dos resultados. Na etapa de **mapeamento** define-se o tipo de equipamento utilizado dentro da listagem disponibilizada pelo *software*. Para melhor precisão dos resultados aconselha-se que esta etapa seja desenvolvida recorrendo ao manual Aspen Icarus Reference Guide (Aspen Technology, Inc., 2012), onde se dispõe da listagem completa dos equipamentos que constituem a base de dados do programa assim como os respectivos parâmetros de caracterização e valores pré-definidos. Nesta fase, as unidades de operação mais complexas são divididas em vários equipamentos. Por exemplo, a unidade de operação Coluna de Destilação é posteriormente mapeada como um conjunto de equipamentos que engloba a torre e dois tipos de permutadores de calor (o condensador e o ebulidor). O **dimensionamento** é realizado pelo *software* com base nos parâmetros previamente definidos aquando da construção do fluxograma do processo. Na fase de **revisão dos equipamentos** apresentam-se vários separadores com os equipamentos existentes no fluxograma e respectivos parâmetros de dimensionamento. O utilizador deve rever esses parâmetros e alterá-los caso necessário. Finalmente realiza-se a **avaliação económica** que devolve as estimativas de custos associadas aos equipamentos e às utilidades. Esta é realizada automaticamente pelo *software* com base em toda a informação fornecida até esta etapa.

### 1.2.3. Fundamentos do Aspen Economic Evaluation

O IPE baseia-se na modelização matemática e tem vindo a ser desenvolvido e melhorado desde 1969, ano em que foi fundada a Icarus Corporation. A Aspen Technology adquiriu posteriormente esta corporação no ano 2000. A base de dados desta plataforma inclui modelos de custos e de projecto para mais de 250 tipos de equipamentos de processamento de líquidos, gases e sólidos, mais de 60 tipos de itens de aquisição em massa, aproximadamente 70 tipos de abordagens de preparação da instalação da fábrica e perto de 12 tipos de fábricas. Esta base de dados é complementada com modelos de instalações fabris, usados para desenvolver

resultados relativos às quantidades de equipamentos instalados e respectivos encargos com mão-de-obra, aos custos totais de instalação desses equipamentos assim como aos custos referentes à instalação da própria fábrica. Como apoio a estes modelos de custos e de projecto, o sistema Icarus engloba ainda procedimentos de projecto e dados de custos para centenas de tipos de materiais de construção para os equipamentos gerais de processo, revestimentos e interiores de tanques, torres e reactores, tubagens, revestimentos, enchimentos, pratos, canalizações, equipamentos eléctricos e aços (Aspen Technology, Inc., 2012).

A modelização matemática realizada pelo AEE incide em estimativas de custos baseadas nos equipamentos. Mais especificamente, o AEE apoia-se nos parâmetros definidos nas etapas de mapeamento e dimensionamento, criando modelos volumétricos para cada componente de cada unidade de operação. Os custos associados à mão-de-obra e aos materiais são gerados tendo em conta esses modelos volumétricos e comparando-os com dados disponíveis de processos com equipamentos semelhantes. Estes dados são actualizadas anualmente e provêm da combinação de várias fontes, privadas e públicas, não se apoiando em modelos de estimativa económica (Beck, 2013).

O Activated Economics permite realizar facilmente estimativas de custos equivalentes a estimativas de Classe V – Estimativas de Ordem de Magnitude, segundo a classificação da Association for the Advanced of Cost Estimating (ACE) International (Glagola, 2014). Estas baseiam-se essencialmente em custos de processos semelhantes e são usadas para a realização de estudos nas fases iniciais do desenvolvimento de um projecto, necessitando portanto de pouca informação e servindo assim como ferramenta de rastreio de possíveis opções. A precisão dos resultados obtidos desta forma varia entre 30 e 50% (Towler & Sinnott, 2013). Ao aumentar o detalhe das informações dadas ao *software* e recorrendo ao ACCE, torna-se possível obter estimativas de nível II (Glagola, 2014), cuja precisão de resultados varia entre os 5 e 10 % (Towler & Sinnott, 2013). Salienta-se no entanto que, para obter estes resultados, é necessário que a etapa de engenharia de detalhe esteja finalizada e que toda a informação seja disponibilizada ao ACCE.

Apesar de todas as vantagens do AEE já referidas, a utilização de métodos empíricos de estimativas de custos é ainda muito comum no desenvolvimento de projectos ao nível académico. Com este trabalho pretende-se contrapor os resultados obtidos pelos dois tipos de recurso e compreender as vantagens e desvantagens de cada um.

### 1.3. Métodos Empíricos de Estimativa de Custos

Neste capítulo serão abordadas apenas duas fontes teóricas de acesso livre para a obtenção de estimativas de custos de equipamentos, com base em equipamentos adquiridos, uma vez que o principal foco deste trabalho consiste na exploração do AEE para este fim. Pretende-se posteriormente comparar os dois métodos de estimativas de custos.

A primeira fonte aqui apresentada pode ser consultada no livro “Chemical Engineering Design – Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design” de Gavin Towler e Ray Sinnott, 2ª Edição de 2013, páginas 322 a 324 – tabela adaptada no Anexo I - Curvas de Equipamentos Adquiridos . Neste é mostrada uma tabela com parâmetros que definem curvas de custos de equipamentos adquiridos, que permitem estimar o custo de um equipamento através da substituição de uma variável da função pelo valor do parâmetro de dimensionamento. A aplicação destas curvas restringe-se aos equipamentos mais comuns na indústria química e com limitações de dimensionamento definidas para cada equipamento, assumindo o aço carbono como material de construção (excepto poucos equipamentos, devidamente identificados). Estas curvas foram definidas com base em dados de equipamentos adquiridos, recolhidos de várias fontes, como EPCs, Jornais, fábricas, entre outros. As correlações apresentadas na tabela são da forma:

$$C_e = a + bS^n$$

Onde:

$C_e$	Custo do equipamento na base de custos U.S. Gulf Coast, Jan. 2010 CEPCI = 532,9; NF índice de inflação de refinarias = 2.281,6
$a, b$	Constantes de custos
$S$	Parâmetro de dimensionamento (variável)
$n$	Expoente específico do equipamento

A esta correlação estão associados dois índices que permitem a actualização dos custos estimados à data de realização das estimativas: CEPCI – Chemical Engineering Plant Cost Index; NF Refinery Inflation Index. Estes consistem em factores adimensionais que são utilizados para fins de actualização dos custos capitais envolvidos numa fábrica de produtos químicos, na sequência de mudanças no valor do dinheiro devido à inflação e deflação, e podem ser consultados em Jornais de Engenharia Química. A actualização dos custos é realizada através da relação:

$$\text{Custo no ano } A = \text{Custo no ano } B \times \frac{\text{Índice relativo ao ano } A}{\text{Índice relativo ao ano } B}$$

A maioria dos dados disponíveis é apresentada na base americana U.S. Gulf Coast (USGC) ou na base europeia Northwest Europe (NWE), por estas serem as zonas de maior concentração de indústrias químicas. Os custos estimados devem também ser corrigidos para a zona pretendida, recorrendo a factores de alocação periodicamente publicados em Jornais. Conhecendo o factor de alocação adequado, pode-se corrigir o custo estimado através da relação:

$$\text{Custo no sítio } A = \text{Custo na base USGC} \times LFA$$

Onde LFA é o factor de alocação da zona A em relação à base USGC.

A segunda fonte aqui apresentada consiste num *website* baseado no livro “Plant Design and Economics for Chemical Engineers – 5<sup>th</sup> Edition”, escrito por Max S. Peters, Klaus D. Timmerhaus e Ronald E. West, publicado em 2002 pela McGraw Hill, e pode ser consultado em <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/>. Consiste numa plataforma interactiva de aplicação dos conteúdos do livro onde apenas se selecciona o tipo de equipamento que se pretende estimar, introduzem-se os parâmetros de dimensionamento solicitados e obtém-se automaticamente o resultado em dólares, com base no CEPCI de Janeiro de 2002 (390,4). Existe ainda a hipótese de obter o resultado já actualizado inserindo apenas a data à qual se pretende actualizar e o CEPCI correspondente. Tal como a fonte apresentada anteriormente, esta baseia-se também em equipamentos adquiridos.

## 2. Estudo de Casos – Aspen Economic Evaluation

Neste capítulo apresentam-se vários estudos realizados com recurso ao simulador de processos Aspen HYSYS® versão 8.8, procurando-se compreender a relação entre as variáveis manipuladas e os custos estimados resultantes.

Estes estudos debruçam-se sobre a análise individual de equipamentos. Pretende-se desta forma minimizar os parâmetros influentes nos custos estimados, restringindo-os às variáveis de estudo, o que simplifica a compreensão das relações entre as variáveis de estudo e os resultados obtidos.

Todos os estudos foram realizados admitindo as definições padrão das opções de custos (Cost Options) e das utilidades (Process Utilities). Escolheu-se o pacote de propriedades (Fluid Package) SRK por ser bastante abrangente (Guerra, 2006).

### 2.1. Bombas

O sistema Icarus categoriza os vários tipos de bombas em Bombas Centrífugas (Centrifugal Pumps – CP), Bombas de Engrenagem (Gear Pumps – GP) e Bombas de Pistão e outras Bombas Volumétricas (Piston, Other Positive Displacement Pumps – P). Estas compõem uma lista de 28 tipos de bombas (Aspen Technology, Inc., 2012) que, numa abordagem inicial, diferem nos requisitos principais da sua aplicação. Assim sendo, o primeiro passo na selecção de uma bomba é definir o objectivo da sua utilização.

Foi necessário optar por uma das categorias anteriormente referidas por forma a conseguir ter apenas um parâmetro variável em cada estudo. Escolheu-se o bombeamento de água através de bombas centrífugas por ser um procedimento simples e bastante comum.



### 2.1.1. Tipo de bomba

Este estudo consiste na comparação dos custos estimados alterando apenas o tipo de bomba centrífuga na função de mapeamento dos equipamentos, onde se definiram:

- **P-100: DCP CENTRIF;**
- **P-101: DCP ANSI;**
- **P-102: DCP GEN SERV;**
- **P-103: DCP IN LINE.**

Em todos os casos fez-se o bombeamento de 1.110 kmol/h de água a 20 °C, passando de 1 para 4 bar.

Deixando todos os parâmetros com os valores pré-definidos pelo *software*, apresenta-se na tabela a seguir a estimativa de custos devolvida pelo AEE.

Tabela 1 – Estudo 2.1.1.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
<b>P-100 DCP CENTRIF</b>	5.000	35.800	280	3.163
<b>P-101 DCP ANSI</b>	7.400	38.600	700	3.583
<b>P-102 DCP GEN SERV</b>	6.500	37.700	640	3.523
<b>P-103 DCP IN LINE</b>	4.700	35.400	710	3.492

Como se pode confirmar pela tabela, a escolha do tipo de bomba não só influencia os custos relacionados com o equipamento mas também os custos associados a toda a instalação. No entanto, estes últimos não têm variações tão acentuadas, sendo a maior variação na ordem dos 9%.

Tal como referido anteriormente, o tipo de bomba escolhido deve ter em consideração a intenção da sua aplicação. Através da consulta do Manual do Utilizador do Icarus percebe-se que as bombas centrífugas **DCP CENTRIF** (P-100) são uma representação geral de bombas de um ou múltiplos estágios, normalmente utilizadas como bombas de serviço geral quando os caudais utilizados excedem os caudais normais de serviço. Por sua vez, as bombas **DCP ANSI** (P-101) diferem no seu desenho e dimensionamento que envolvem dimensões padrão definidas pela American National Standard Institute. O material de construção pré-definido pelo

*software* para uma bomba do tipo **DCP GEN SERV** (P-102) é o ferro fundido, diferindo assim dos outros exemplos apresentados onde o material pré-definido é o aço-carbono. Difere também das bombas P-100 e P-101 na sua aplicação, restringindo-se a tarefas de serviço geral. Com a mesma aplicação tem-se ainda a bomba **DCP IN LINE** (P-103). No entanto, esta última é desenhada para uma aplicação em linha, o que significa que consiste numa bomba cujas secções de sucção e descarga são dispostas em linha para permitir uma instalação directa na tubagem, evitando condições de montagem especiais e prevenindo problemas de alinhamento pela ausência de dispositivos de acoplamento.

Na tabela a seguir apresentam-se os resultados ordenados por ordem ascendente dos custos de equipamentos. Acrescentaram-se ainda as informações disponibilizadas no Manual de Utilizador do Icarus consideradas pertinentes para as observações realizadas.

**Tabela 2 – Estudo 2.1.1.: Informações importantes sobre as bombas, ordenadas por ordem ascendente de custos de equipamento.**

Nome do Equipamento	Material de Construção	Peso do Equipamento (lbs)	Caudal Máximo (gpm)	Observações
<b>P-103 DCP IN LINE</b>	Aço carbono	710	433	Aplicação em linha
<b>P-100 DCP CENTRIF</b>	Aço carbono	280	> 2.000	-
<b>P-102 DCP GEN SERV</b>	Ferro fundido	640	2.000	-
<b>P-101 DCP ANSI</b>	Aço carbono	700	2.000	Disponíveis apenas em determinadas dimensões padrão.

Entre os casos analisados, o tipo de bomba que envolve menores custos de construção é a bomba de serviço de montagem em linha, **P-103: DCP IN LINE**. Isto pode ser justificado pelo facto de o seu desenho permitir um caudal máximo bastante inferior ao dos outros equipamentos. O sistema Icarus faz o dimensionamento desta bomba admitindo como valor de caudal máximo o resultado do produto entre o caudal efectivo (em L/s) e a carga da bomba (em metros), não podendo este ultrapassar um determinado limite. Desta forma garante-se um melhor ajuste do dimensionamento da bomba às condições de trabalho, o que resulta em menores custos de construção.

Relativamente aos custos de toda a instalação, também esta apresentou menores valores, facto justificado pelos benefícios anteriormente referidos sobre uma bomba de montagem em linha.

Apesar da diferença insignificante (6,4%) relativamente à bomba analisada anteriormente, o segundo equipamento que apresenta menor custo é a bomba centrífuga **P-100: DCP CENTRIF**, que, entre todas, é a que admite maiores caudais. Note-se no entanto que o seu peso é menor em 50% comparativamente a qualquer outro dos equipamentos estudados. Prevê-se assim que a sua construção seja menos complexa e/ ou que o equipamento seja de menores dimensões, resultando em custos inferiores.

Com um custo de equipamento superior em cerca de 30% relativamente a P-100 apresenta-se a bomba de serviço geral **P-102: DCP GEN SERV**. Tal como referido, deduz-se que a construção da bomba P-100 seja menos complexa. Aliando esta ideia ao facto do peso entre as duas diferir em mais de 50% justifica-se a discrepância de custos.

Entre P-102 e **P-101: DCP ANSI** existe um aumento de aproximadamente 14% no custo dos equipamentos. Apesar da semelhança de pesos e caudais máximos admitidos, os seus materiais de construção são diferentes. Este poderá ser um dos factores de influência na diferença de custos. No entanto acredita-se que a questão mais relevante será o facto de P-101 estar apenas disponível em determinadas dimensões padrão. Isto implica normalmente um sobredimensionamento, ou seja, a utilização de um equipamento cujas especificações são mais abrangentes que o necessário, justificando-se assim o seu maior custo.

Acrescenta-se ainda que, apesar das diferenças apresentadas entre os custos de instalação dos vários cenários não serem significativas (< 10%), denota-se que o menor valor está associado à bomba P-103 que foi desenhada precisamente para permitir uma montagem mais simples e sem dispositivos de acoplamento.

Nas hipóteses analisadas encontram-se variações máximas de 57% nos custos de equipamento e 9% nos custos de instalação. Percebe-se assim que a definição correcta do tipo de bomba é um factor relevante mesmo para estimativas de ordem de magnitude uma vez que estas exigem uma precisão igual ou inferior a 50%.

Nos estudos seguintes toma-se como referência a bomba **P-100: DCP CENTRIF**, com a mesma corrente de **1.110 kmol/h** de **água a 20° C**, com um aumento de pressão de **1 para 4 bar**.

### 2.1.2. Material de construção

Este estudo pretende compreender a influência do material de construção de uma bomba nos seus custos de equipamento e instalação. Simularam-se as bombas:

- **P-100: CS – Carbon Steel (Aço-Carbono);**
- **P-104: CI – Cast Iron (Ferro Fundido);**
- **P-105: SS – Stainless Steel (Aço Inoxidável);**
- **P-106: C20 – Carpenter 20 (Aço inoxidável que contém Cr, Ni, Fe, Mo, Cu, Cb);**
- **P-107: AL – Alumínio.**

Apresenta-se na tabela a seguir a estimativa de custos devolvida pelo AEE.

Tabela 3 – Estudo 2.1.2.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
<b>P-100: CS</b>	5.000	35.800	280	3.163
<b>P-104: CI</b>	5.000	35.800	280	3.163
<b>P-105: SS</b>	6.200	49.600	280	2.753
<b>P-106: C20</b>	6.900	50.300	280	2.753
<b>P-107: AL</b>	4.800	50.000	180	1.805

À excepção das ligas de alumínio (**P-107: AL**), todas as restantes são maioritariamente constituídas por ferro. Analisando a tabela verifica-se que uma bomba de alumínio é bastante mais leve que as restantes, o que pode ser explicado pelo menor peso deste metal relativamente ao ferro. O custo deste equipamento é também inferior, justificando-se este facto pelos menores custos de maquinaria associados à produção de equipamentos deste material. No entanto, o custo da instalação é dos mais elevados o que poderá estar associado às dificuldades de montagem de materiais de alumínio ao nível da soldadura.

Com custos de aquisição ligeiramente superiores (4%) relativamente a P-107, apresentam-se as bombas **P-100: CS** e **P-104: CI**. Esta diferença não se considera significativa para fins de decisão. Verifica-se também que os custos encontrados para estes equipamentos não apresentam diferenças. Sugere-se assim que, num equipamento destas dimensões, a escolha entre estes materiais de construção assente noutros factores como, por exemplo, as propriedades mecânicas desejadas. Já os custos da instalação assumem os valores mais baixos deste estudo, o que poderá ser justificado pelo facto destes materiais permitirem montagens menos trabalhosas e provavelmente menos dispositivos de acoplamento no processo.

Com custos significativamente superiores (> 20%), apresentam-se as bombas em aço inoxidável: **P-105: SS** e **P-106: C20**. Comparativamente às restantes ligas analisadas, os aços inoxidáveis são mais complexos ao nível da sua maquinaria e composição química, o que resulta em custos de construção mais elevados. A diferença de composição química entre os diferentes aços inoxidáveis em questão, o SS304 e o Carpenter 20, consiste essencialmente no teor de níquel, que é bastante mais elevado no C20 (entre 32 e 38% contra 8 a 10,5% no SS304). Este elemento funciona como um estabilizador da estrutura da liga, conferindo-lhe maior resistência, ductilidade e dureza. Desta forma apontam-se as melhores propriedades mecânicas de P-106 como justificação do seu custo ligeiramente superior (11%).

Numa análise geral das situações estudadas, encontram-se variações máximas de 44% nos custos dos equipamentos e 41% nos custos das instalações. Pode-se assim afirmar que o material de construção de uma bomba não tem uma influência significativa numa fase preliminar do desenvolvimento de um processo uma vez que estas variações são admitidas para estimativas de ordem de grandeza.

### 2.1.3. Volume de Aquisição (Número de Itens Idênticos)

Neste estudo analisaram-se os resultados dos custos associados ao volume de compras fazendo-se variar o número de itens idênticos adquiridos. Ensaíram-se 5 hipóteses:

- **Aquisição de uma bomba;**
- **Aquisição de 63 bombas idênticas;**
- **Aquisição de 125 bombas idênticas;**
- **Aquisição de 250 bombas idênticas;**
- **Aquisição de 500 bombas idênticas.**

Na tabela seguinte apresentam-se os resultados das estimativas resultantes, tendo-se normalizado os valores para uma unidade (bomba).

Tabela 4 – Estudo 2.1.3.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

<b>Nº de Itens Idênticos</b>	<b>Custo do Equipamento (\$ US/un)</b>	<b>Custo de Instalação (\$ US/ un)</b>	<b>Peso do Equipamento (lbs/ un)</b>	<b>Peso Total da Instalação (lbs/ un)</b>
<b>1</b>	5.000	35.800	280	3.163
<b>63</b>	5.000	35.756	280	4.477
<b>125</b>	5.000	35.756	280	5.791
<b>250</b>	5.000	35.756	280	8.439
<b>500</b>	5.000	35.756	280	13.736

Verifica-se que, para este equipamento e na gama de valores estudada, o volume de aquisição não tem influência no custo dos equipamentos, e as diferenças encontradas nos custos de instalação não são significativas (< 1%). No entanto, o peso total da instalação varia. Não se observando variação no peso do equipamento (tal como esperado), acredita-se que quanto maior o número de bombas adquiridas maior será a quantidade de acessórios necessários à sua instalação.

Este estudo permite assim concluir que o volume de aquisição não tem influência sobre os custos das bombas ensaiadas.

### 2.1.4. Tipo de Accionamento

Como predefinição, o *software* assume que a bomba é accionada por um motor eléctrico padrão. Para comparação dos custos associados à alteração deste parâmetro, ensaiaram-se as seguintes hipóteses:

- **P-100: MOTOR – Motor eléctrico padrão;**
- **P-108: NONE – Sem motor;**
- **P-109: VFD – Motor eléctrico de frequência variável;**
- **P-110: TURBINE – Turbina a vapor;**
- **P-111: GAS ENGINE – Motor a gás.**

Os resultados das estimativas são apresentados na tabela a seguir.

Tabela 5 – Estudo 2.1.4.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

Nome do Equipamento (DCP CENTRIF)	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
<b>P-100: MOTOR</b>	5.000	35.800	280	3.163
<b>P-108: NONE</b>	4.500	32.600	170	2.624
<b>P-109: VFD</b>	5.000	38.300	280	3.196
<b>P-110: TURBINE</b>	31.600	80.100	430	4.471
<b>P-111: GAS ENGINE</b>	6.800	35.200	570	3.024

Numa primeira análise, os custos relativos à bomba **P-110: TURBINE** destacam-se dos restantes por serem excessivamente mais elevados. Comparando esta situação com o caso onde não se optou por nenhum accionamento, verifica-se que o custo do equipamento aumenta em 7 vezes e o custo da instalação aumenta em 2,5 vezes. Compreende-se que uma turbina a vapor consiste num equipamento bastante complexo comparativamente aos restantes e portanto acredita-se que a sua utilização para o accionamento de uma bomba apenas seja economicamente justificada nos casos de bombas que requeiram condições muito exigentes tais como grandes diferenças de pressão ou caudais bastante elevados. Esta também poderá ser uma boa opção quando já existe uma turbina de vapor no processo, realizando-se assim uma optimização dos equipamentos e das utilidades disponíveis.

Em contraposição, a situação em que se opta por não contabilizar nenhum accionamento (**P-108: NONE**) apresenta obviamente os menores custos associados, assim como menor peso total da instalação.

No entanto, acrescentar um motor eléctrico resulta num aumento dos custos de aquisição de apenas 11%. Os motores eléctricos ensaiados diferenciam-se no seu modo de funcionamento, sendo **P-100: MOTOR** um motor eléctrico comum (de frequência fixa) e **P-109: VFD** um motor eléctrico de frequência variável. Os custos de construção dos respectivos equipamentos não mostram diferenças mas os custos de instalação de P-109 são ligeiramente superiores (7%). A instalação de um motor de frequência variável engloba um sistema de controlo da bomba, tornando-se assim mais complexa e conseqüentemente mais dispendiosa (e ligeiramente mais pesada).

Finalmente, a bomba **P-111: GAS ENGINE**, movida por um motor a gás, apresenta custos de equipamento superiores em 36% comparativamente aos motores eléctricos. Este facto é também justificado pela maior complexidade de um motor a gás.

Exceptuando o accionamento de uma bomba por uma turbina a vapor e atendendo às variações de custos encontradas (inferiores a 50%) conclui-se que a selecção do tipo de accionamento de uma bomba não é um factor relevante numa fase inicial do desenvolvimento de um processo.

### 2.1.5. Eficiência

Segundo o Manual do Utilizador do Icarus, qualquer bomba centrífuga com um caudal inferior a 50 gpm deve ter uma eficiência de 60%. Assim sendo, para este estudo foram apenas ensaiados valores superiores:

- **P-100: 75% (valor predefinido);**
- **P-112: 60%;**
- **P-113: 80%;**
- **P-114: 99%.**

Os resultados das estimativas de custos devolvidas pelo *software* são mostrados na tabela a seguir.



Tabela 6 – Estudo 2.1.5.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

Nome do Equipamento (DCP CENTRIF)	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
P-100: 75%	5.000	35.800	280	3.163
P-112: 60%	5.000	35.800	280	3.163
P-113: 80%	5.000	35.800	280	3.163
P-114: 99%	5.000	35.700	260	3.136

Não se verificam diferenças significativas para as condições estudadas. Desta forma pode-se afirmar que este não é um parâmetro relevante para uma decisão económica desde que se garanta uma eficiência mínima de 60%.

### 2.1.6. Diferença de Pressão

Para além da bomba de referência P-100, neste subcapítulo estudam-se também outros casos onde se alteraram as pressões das correntes a montante e a jusante da bomba, mantendo a mesma razão de pressões. As situações estudadas foram:

- P-100:  $P_{in} = 1 \text{ bar}$ ;  $P_{out} = 4 \text{ bar}$ .
- P-115:  $P_{in} = 5 \text{ bar}$ ;  $P_{out} = 20 \text{ bar}$ .
- P-116:  $P_{in} = 10 \text{ bar}$ ;  $P_{out} = 40 \text{ bar}$ .

Paralelamente estudaram-se mais três bombas onde se admitiu a mesma diferença de pressão de 3 bar mas com pressões de entrada e saída diferentes:

- P-117:  $P_{in} = 10 \text{ bar}$ ;  $P_{out} = 13 \text{ bar}$ .
- P-118:  $P_{in} = 25 \text{ bar}$ ;  $P_{out} = 28 \text{ bar}$ .
- P-119:  $P_{in} = 37 \text{ bar}$ ;  $P_{out} = 40 \text{ bar}$ .

As estimativas de custos obtidas são apresentadas na tabela a seguir, onde se acrescentou uma coluna com a carga de cada bomba (em metros), pois é sob este parâmetro que o *software* se apoia para a realização dos cálculos.

Tabela 7 – Estudo 2.1.6.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)	Carga (m)
<b>P-100: 1 – 4bar</b>	5.000	35.800	280	3.163	30,3
<b>P-115: 5 – 20bar</b>	17.700	51.400	1.400	4.772	151,5
<b>P-116: 10 – 40bar</b>	48.700	84.300	2.700	6.200	302,9
<b>P-117: 10 – 13bar</b>	5.000	35.800	280	3.163	30,3
<b>P-118: 25 – 28bar</b>	5.000	36.900	280	3.576	30,3
<b>P-119: 37 – 40bar</b>	5.000	36.900	280	3.576	30,3

Observando a tabela percebe-se que a carga requerida é um parâmetro de grande influência nos custos de uma bomba. Nos casos em que se ensaiou a mesma diferença de pressão de 3 bar (**P-117; P-118 e P-119**) apenas existem diferenças não significativas (máximo de 3%) nos custos de instalação, sendo estes maiores nos casos em que se trabalha a pressões superiores provavelmente pela maior exigência requerida ao nível do isolamento.

Com a finalidade de compreender a relação entre a carga e os custos dos equipamentos e respectivas instalações, desconsideraram-se os ensaios P-117, P-118 e P-119 e acrescentaram-se dois casos com a mesma razão entre as pressões de entrada e saída:

- **P-120:  $P_{in} = 2,5 \text{ bar}$ ;  $P_{out} = 10 \text{ bar}$ .**
- **P-121:  $P_{in} = 7,5 \text{ bar}$ ;  $P_{out} = 30 \text{ bar}$ .**

A tabela a seguir apresenta as estimativas de custos das bombas ensaiadas com diferentes cargas.

Tabela 8 – Estudo 2.1.6.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação – diferentes cargas.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)	Carga (m)
P-100: 1 – 4 bar	5.000	35.800	280	3.163	471
P-120: 2,5 – 10 bar	6.000	36.900	370	3.264	1.071
P-115: 5 – 20 bar	17.700	51.400	1.400	4.772	2.243
P-121: 7,5 – 30 bar	42.000	76.800	2.100	5.501	3.243
P-116: 10 – 40 bar	48.700	84.300	2.700	6.200	4.243

Não se encontraram correlações matemáticas simples com erros aceitáveis. No entanto, pelos gráficos apresentados a seguir, é possível verificar que o comportamento da variação de ambos os custos é semelhante.

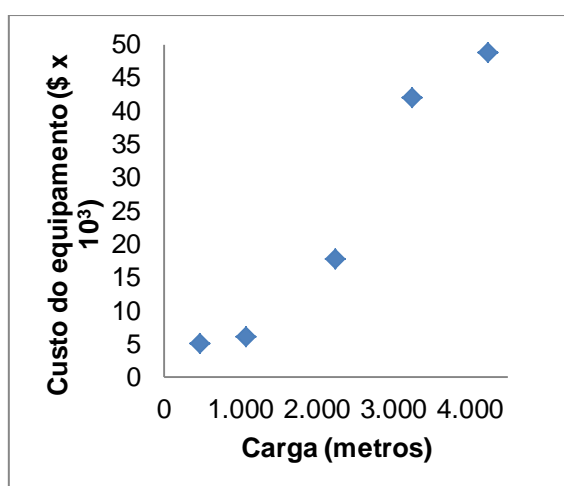


Figura 3 – Custo da bomba vs Carga.

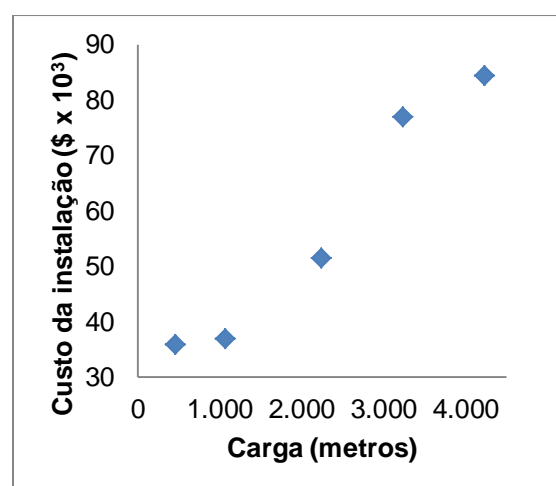


Figura 4 – Custo da instalação da bomba vs Carga.

Apesar das correlações entre os parâmetros não ser linear, considerando os valores limite ensaiados, verifica-se que um aumento de carga em 9 vezes (equivalente a um aumento da variação de pressão de 10 vezes) corresponde a um aumento dos custos de aquisição de aproximadamente 10 vezes. Já os custos de instalação aumentam em cerca de 2,5 vezes. A conclusão deste estudo passa assim pela compreensão da elevada influência da carga de uma bomba nos seus custos, comparativamente aos parâmetros estudados até aqui.

### 2.1.7. Caudal de Líquido

Neste estudo fez-se variar o caudal molar de água utilizado. Apresentam-se os valores estudados também em unidades de caudal volumétrico, pois é nesta unidade que o simulador se baseia para realização das estimativas.

- P-100: 1.110 kmol/h = 21,74 m<sup>3</sup>/h
- P-122: 200 kmol/h = 3,92 m<sup>3</sup>/h
- P-123: 400 kmol/h = 7,83 m<sup>3</sup>/h
- P-124: 800 kmol/h = 15,67 m<sup>3</sup>/h
- P-125: 1.600 kmol/h = 31,32 m<sup>3</sup>/h

Os resultados são apresentados na tabela a seguir.

Tabela 9 – Estudo 2.1.7.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
P-100: 21,7 m <sup>3</sup> /h	5.000	35.800	280	3.163
P-122: 3,92 m <sup>3</sup> /h	3.900	28.700	200	2.123
P-123: 7,83 m <sup>3</sup> /h	4.500	30.500	210	2.360
P-124: 15,7 m <sup>3</sup> /h	4.800	34.600	250	2.913
P-125: 31,3 m <sup>3</sup> /h	5.300	36.100	290	3.173

Através dos dados da tabela verifica-se que os custos dos equipamentos e das respectivas instalações têm uma relação potencial com o caudal volumétrico, nas condições e gamas estudadas, tal como ilustram os gráficos a seguir.

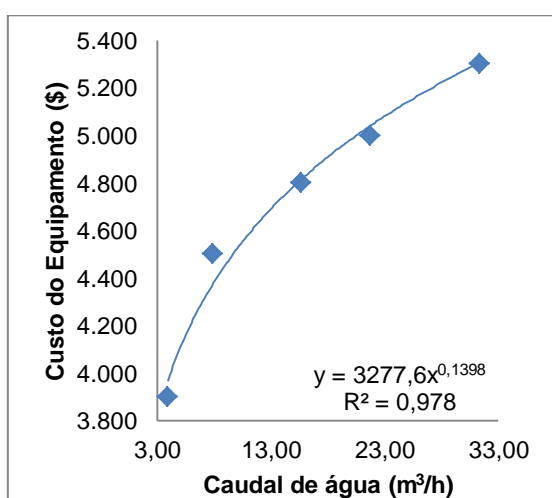


Figura 5 – Custo do Equipamento vs Caudal.

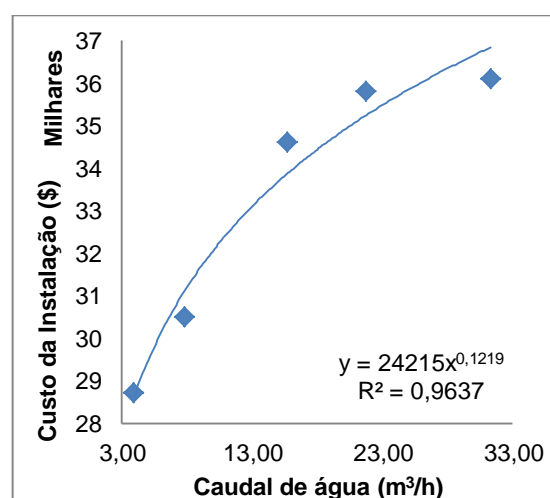


Figura 6 – Custo da Instalação vs Caudal.

Pela correlação obtida percebe-se que, tal como a diferença de pressão, este é um parâmetro de influência significativa nos custos de uma bomba. Analisando a amplitude de variação verifica-se que um aumento do caudal volumétrico em 8 vezes reflecte-se num aumento de ambos os custos associados em aproximadamente 1,3 vezes. Conclui-se portanto que este é um factor de relevância no estudo económico de bombas centrífugas desde o início do desenvolvimento de um processo.

### **2.1.8. Sumário dos Estudos de Bombas**

Como conclusão global dos estudos realizados sobre Bombas Centrífugas, a diferença de pressão requerida (carga) destaca-se como o parâmetro de maior influência tanto nos custos do equipamento como da respectiva instalação. Também a variação de caudal mostra alterações significativas nas estimativas de custos obtidas, apontando-se como o segundo parâmetro mais importante entre os estudados. A selecção do tipo de accionamento não revela influência significativa na obtenção de estimativas de ordem de grandeza para os custos das bombas, à excepção da utilização de uma turbina a vapor. Acredita-se que esta opção só deverá ser considerada caso este equipamento já exista no processo. Também a alteração do material de construção não apresenta variações de custos consideradas significativas para estimativas de ordem de grandeza. Independentemente do rigor pretendido para a estimativa de custos, a eficiência da bomba e o volume da aquisição não se mostram relevantes para os casos abordados.

## 2.2. Compressores

O sistema Icarus classifica os compressores em três categorias: Compressores de Ar (AC), Compressores de Gás (GC) e Ventiladores eléctricos e mecânicos (FN). Analogamente ao caso da selecção de bombas, também a escolha entre uma destas categorias deve ter em conta o objectivo da sua aplicação. Tal como as designações o sugerem, os compressores de gás envolvem sistemas em que a corrente de circulação se encontra no estado gasoso, sendo os compressores de ar um caso particular onde o gás de circulação é o ar. Já os ventiladores distinguem-se dos compressores essencialmente na sua construção mecânica e na diferença de pressão a montante e a jusante. Os ventiladores são aplicados para variações moderadas de pressão (entre 1 e 40 psi) e com pressões de dimensionamento que atingem no máximo 100 psig. Os compressores são mais adequados a variações de pressão superiores (Aspen Technology, Inc., 2012).

Para prosseguimento dos estudos optou-se por ensaios com compressores por serem equipamentos de maior interesse ao nível de processos industriais.

### 2.2.1. Tipo de Compressores

Com este estudo pretende-se conhecer a especificidade de um compressor de ar em comparação com um compressor de gases, também este apto para a compressão de ar. Fez-se então a simulação da compressão em **100 psi** de **1.000 m<sup>3</sup>/h** de ar (634 ft<sup>3</sup>/min), inicialmente a **20 °C** e **15 psia**, recorrendo a dois tipos diferentes de compressores. Estes foram escolhidos com recurso ao Manual do Utilizador do Icarus, seleccionando-se aqueles cujos limites de pressão de dimensionamento se consideram mais ajustados às condições de trabalho definidas. Ensaiou-se também o tipo de equipamento pré-definido pelo *software*. Na tabela a seguir mostram-se as hipóteses existentes no simulador com os respectivos limites de caudal e pressão de trabalho. Os parâmetros entre asteriscos representam os valores pré-definidos pelo simulador. Os equipamentos escolhidos para simulação estão destacados a negrito.

Tabela 10 – Tipos de Compressores de Ar (AC) e de Gás (GC) e respectivos limites de caudal e pressão.

	Nome do Equipamento	Caudal de Gás (ft <sup>3</sup> /min)	Pressão Manométrica (psig)	
			À entrada	À saída
AC	EAC CENTRIF M	1.000 – 25.000	*0*	15 – 325
	EAC CENTRIF T	1.000 – 25.000	*0*	15 – 325
	EAC RECIP GAS	Volumes elevados	*0*	< 6.000
	EAC RECIP MOTR	Volumes elevados	> 0	< 6.000
	<b>EAC SINGLE 1 S</b>	<b>75 – 1.100</b>	<b>*0*</b>	<b>90 – 150</b>
	EAC SINGLE 2 S	80 – 700	*0*	150 – 500
GC	<b>*DGC CENTRIF*</b>	<b>60 – 200.000</b>		<b>&lt; 3.050</b>
	<b>DGC CENTRIF IG</b>	<b>500 – 70.000</b>	<b>*0*</b>	<b>&lt; 200</b>
	DGC RECIP MOTR	< 200.000		< 6.000
	DGC RECIP GAS	< 200.000		< 6.000

Seleccionaram-se os equipamentos:

- **K-100: Compressor de Ar – EAC SINGLE 1 S**
- **K-101: Compressor de Gás – DGC CENTRIF IG**
- **K-102: Compressor de Gás pré-definido – DGC CENTRIF**

Os resultados das estimativas são apresentados na tabela seguinte.

Tabela 11 – Estudo 2.2.1.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
<b>K-100: EAC SINGLE 1 S</b>	112.900	155.900	8.400	14.054
<b>K-101: DGC CENTRIF IG</b>	469.100	601.800	12.400	26.107
<b>K-102: DGC CENTRIF</b>	1.051.900	1.177.200	15.600	27.278

Pela análise da tabela verifica-se que os custos dos compressores de gás são bastante superiores aos do compressor de ar K-100. Apesar do compressor de gás K-101 ser o mais ajustado às condições de trabalho, este apresenta um limite de caudal bastante mais elevado que o compressor de ar (em 63 vezes), justificando-se assim as diferenças de custos encontradas. Sabe-se também que um compressor de gás

requer condições mais rigorosas de isolamento, o que inflaciona o seu custo. O compressor de gás pré-definido (K-102) abrange limites de caudal e pressão ainda superiores a K-101, o que se reflecte também nos respectivos custos. Uma vez que mesmo a menor diferença de custos encontrada entre equipamentos é superior a 50%, conclui-se que a escolha do tipo de compressor é um parâmetro determinante no estudo económico.

Independentemente das observações anteriores opta-se por prosseguir os estudos com compressores de gás pela sua maior abrangência de situações ao nível industrial. Alterou-se também a corrente de entrada para **90.400 lb/h** de **metano**, equivalente a cerca de 1.000 ft<sup>3</sup>/min a **500 psia** e **20 °C**. Optou-se por este gás pela sua abundância na indústria química. Escolheu-se o tipo de compressor padrão **DGC CENTRIF** para referência e aumentou-se a pressão de entrada do estudo para 500 psia (comprimindo-se 100 psi), visto que os limites deste equipamento são bastante superiores à pressão atmosférica.

### 2.2.2. Caudal de Gás

Com este estudo pretende-se compreender a influência do caudal admitido ao compressor nos respectivos custos. Alterou-se o caudal mássico de metano, apresentando-se o caudal volumétrico equivalente uma vez que o sistema Icarus se baseia em modelos volumétricos para a realização dos dimensionamentos e respectivas estimativas.

- **K-103: 90.400 lb/h = 999 ft<sup>3</sup>/min**
- **K-104: 75.000 lb/h = 829 ft<sup>3</sup>/min**
- **K-105: 150.000 lb/h = 1.658 ft<sup>3</sup>/min**
- **K-106: 300.000 lb/h = 3.316 ft<sup>3</sup>/min**
- **K-107: 600.000 lb/h = 6.632 ft<sup>3</sup>/min**

Os resultados são apresentados na tabela seguinte.



Tabela 12 – Estudo 2.2.2.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
K-103: 999 ft <sup>3</sup> /min	834.700	985.600	13.400	29.887
K-104: 829 ft <sup>3</sup> /min	811.900	960.400	12.300	28.720
K-105: 1.658 ft <sup>3</sup> /min	904.900	1.074.800	16.500	37.336
K-106: 3.316 ft <sup>3</sup> /min	1.025.900	1.221.400	22.900	49.700
K-107: 6.632 ft <sup>3</sup> /min	1.266.500	1.531.300	34.400	75.327

Nas condições estudadas, verifica-se que tanto os custos de equipamento como os custos de instalação variam com o caudal admitido no compressor através de uma correlação potencial, tal como ilustrado nos gráficos abaixo.

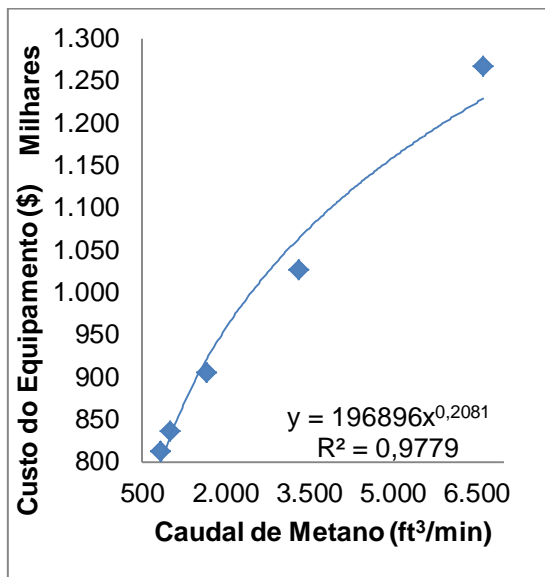


Figura 7 – Custo do Compressor vs Caudal.

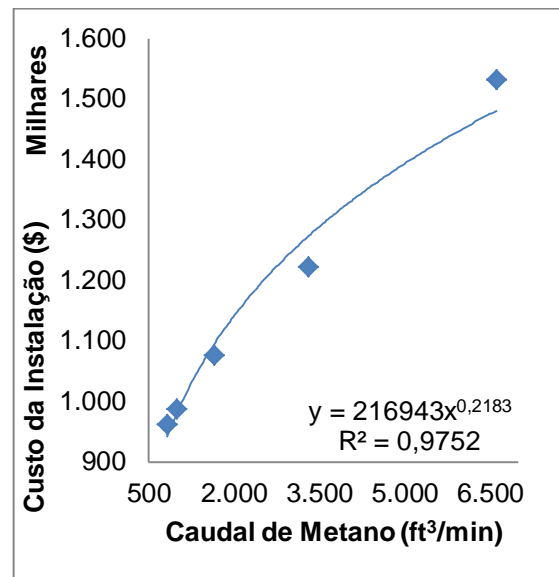


Figura 8 – Custo da Instalação vs Caudal.

Por análise dos dados é também possível verificar que um aumento do caudal volumétrico em 8 vezes representa um aumento de 56% nos custos do equipamento e 58% nos custos de instalação. Percebe-se assim que este é um parâmetro relevante na realização de estudos económicos, mesmo numa fase inicial do desenvolvimento de um processo.

### 2.2.3. Diferença de Pressão

Tomando o compressor K-103 como referência, variou-se a diferença de pressão realizada pelo compressor nos seguintes valores:

- K-103: 100 psi;
- K-108: 150 psi;
- K-109: 200 psi;
- K-110: 250 psi;
- K-111: 300 psi.

As estimativas de custos encontradas para estas condições são mostradas a seguir.

Tabela 13 – Estudo 2.2.3.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
K-103: 100 psi	834.700	985.600	13.400	29.887
K-108: 150 psi	924.000	1.076.600	15.800	32.384
K-109: 200 psi	975.200	1.129.000	18.300	34.911
K-110: 250 psi	1.006.700	1.168.500	19.200	38.260
K-111: 300 psi	1.075.600	1.229.000	21.400	37.813

Tal como no estudo anterior, observa-se uma relação potencial entre os custos de equipamento e de instalação e a diferença de pressão no compressor, tal como mostram os gráficos a seguir.

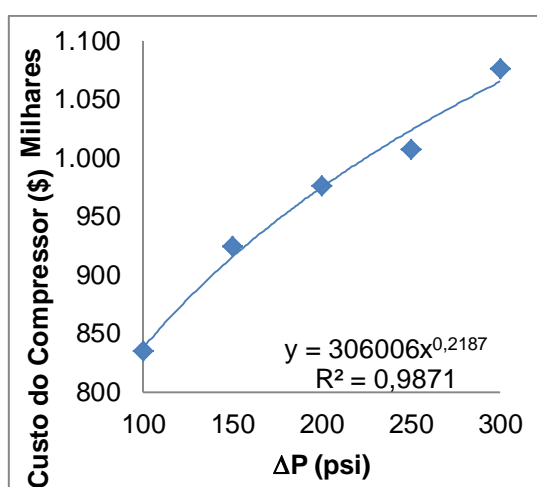


Figura 9 – Custo do Compressor vs  $\Delta P$ .

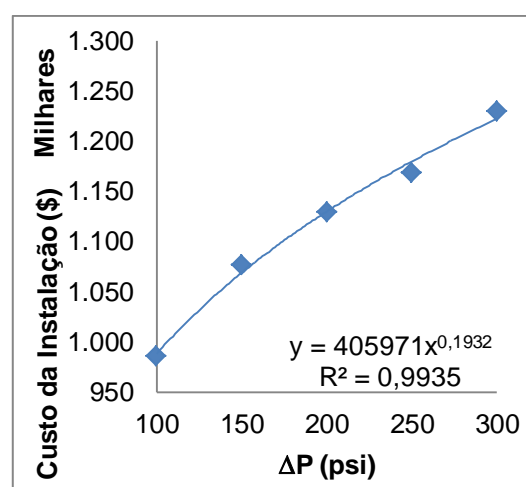


Figura 10 – Custo da Instalação vs  $\Delta P$ .

Pela análise dos dados da tabela verifica-se ainda que um aumento do caudal em 3 vezes resulta num aumento de 29% nos custos de equipamento e 25% nos custos de instalação. Posto isto pode-se afirmar que, para os sistemas abordados, a diferença de pressão realizada pelo compressor não é relevante para a obtenção de estimativas de ordem de grandeza. No entanto, dada a sua correlação potencial, prevê-se que este parâmetro ganhe maior relevo para condições de pressão mais exigentes.

## 2.2.4. Tipo de Accionamento

Neste estudo foram ensaiados os cinco tipos de accionamento disponíveis no *software*:

- **K-103: MOTOR (pré-definido) – motor eléctrico**
- **K-112: NONE – nenhum**
- **K-113: GAS ENGINE – motor a gás**
- **K-114: TURBINE – Turbina a vapor**
- **K-115: GAS TURBINE – Turbina a gás**

Os resultados obtidos são mostrados na tabela seguinte.

Tabela 14 – Estudo 2.2.4.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
<b>K-103: MOTOR</b>	834.700	985.600	13.400	29.887
<b>K-112: NONE</b>	772.100	912.600	5.500	20.733
<b>K-113: GAS ENGINE</b>	840.200	990.000	16.900	32.833
<b>K-114: TURBINE</b>	862.800	1.090.500	17.200	39.193
<b>K-115: GAS TURBINE</b>	1.732.400	1.917.500	17.700	37.319

Neste estudo, os custos associados à utilização de uma turbina a gás para accionamento do compressor destacaram-se dos restantes. Este facto pode ser justificado pela sua maior complexidade comparativamente aos motores eléctrico e a gás. O seu custo superior a K-144 pode ser justificado pela sua maior exigência ao

nível do isolamento. Acredita-se assim que a utilização de uma turbina a gás para o accionamento de um compressor só deverá ser considerada quando se dispõe deste equipamento no processo.

De uma forma geral, verifica-se que os custos estimados aumentam com a complexidade da construção e de funcionamento do tipo de accionamento seleccionado. Desconsiderando K-115, a maior diferença de custos encontrada é de 11% para os custos dos equipamentos e 13% para custos de instalação. Conclui-se portanto que a selecção do tipo de accionamento não é relevante para a tomada de decisões numa fase preliminar do desenvolvimento de um processo.

### 2.2.5. Potência do Motor

Admitindo o tipo de accionamento pré-definido, o motor eléctrico, fez-se variar a sua potência nos seguintes valores:

- **K-103: 543 hp (potência determinada pelo simulador)**
- **K-116: 600 hp**
- **K-117: 700 hp**
- **K-118: 800 hp**
- **K-119: 900hp**

Na tabela seguinte mostram-se as estimativas obtidas.

Tabela 15 – Estudo 2.2.5.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

<b>Nome do Equipamento</b>	<b>Custo do Equipamento (\$ US)</b>	<b>Custo de Instalação (\$ US)</b>	<b>Peso do Equipamento (lbs)</b>	<b>Peso Total da Instalação (lbs)</b>
<b>K-103: 543 hp</b>	834.700	985.600	13.400	29.887
<b>K-116: 600 hp</b>	845.900	997.100	13.700	30.187
<b>K-117: 700 hp</b>	865.100	1.016.900	14.600	31.114
<b>K-118: 800 hp</b>	884.300	1.036.600	15.300	31.814
<b>K-119: 900 hp</b>	902.000	1.054.800	16.200	32.722

Verifica-se que os custos estimados para cada unidade aumentam linearmente com a potência do motor anexo, tal como ilustram os gráficos seguintes.

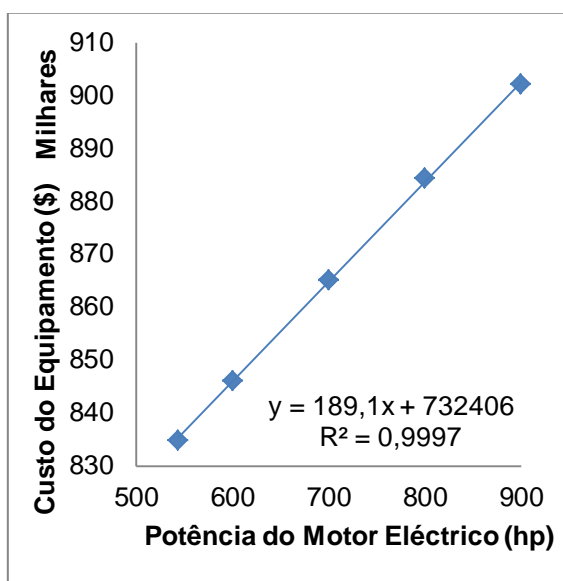


Figura 11 – Custo do Compressor vs Potência do Motor.

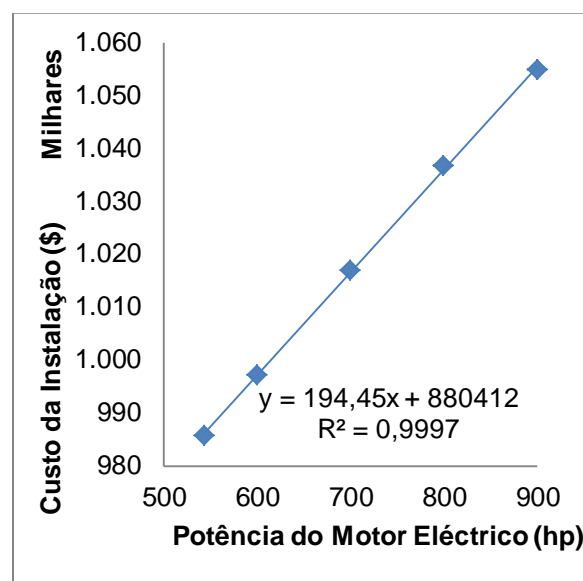


Figura 12 – Custo da Instalação vs Potência do Motor.

Pela análise dos dados da tabela verifica-se que um aumento da potência do motor eléctrico em 66% resulta num aumento de custos de equipamento e de instalação de 7% e 8%, respectivamente. Compreende-se assim que a potência do motor eléctrico associado ao compressor não é um factor que influencie significativamente os seus custos.

## 2.2.6. Sumário dos Estudos de Compressores

Tal como em 2.1, os parâmetros de maior influência nos custos de equipamento e de instalação de compressores são o caudal volumétrico e a diferença de pressão requerida. Relativamente ao tipo de accionamento, os ensaios envolvendo turbinas a gás revelam os maiores custos associados. Acredita-se que este tipo de accionamento só deverá ser considerado nos casos em que se dispõe deste equipamento no processo. Nos restantes casos, as variações de custos não excedem os 13%, não se considerando assim um parâmetro de influência significativa. A variação da potência do motor eléctrico anexo ao compressor também não revela impacto significativo nos seus custos, o que permite a selecção de um equipamento de potência superior à necessária por forma a viabilizar alterações das condições de processo que possam vir a ser necessárias.

## 2.3. Permutadores de Calor

Neste capítulo são estudados vários casos de permutadores de calor, incluindo os de aplicação em colunas de destilação: condensadores e ebulidores.

De uma forma muito geral, um permutador de calor consiste num equipamento onde ocorre transferência de calor por condução entre dois fluidos, o fluido quente e o fluido frio. A sua aplicação destina-se ao aquecimento ou arrefecimento de correntes de processo.

Os condensadores consistem em equipamentos de transferência de calor mais específicos, onde ocorre a condensação total ou parcial de uma corrente gasosa. Para isso, recorre-se a um líquido de refrigeração, sendo a água corrente o mais utilizado.

A ebulição total ou parcial de uma corrente líquida é realizada através de um permutador de calor designado por ebulidor, que recorre a uma corrente quente para executar o aquecimento pretendido. As utilidades quentes mais comuns consistem em correntes de vapor de água, correntes gasosas provenientes da queima de combustíveis, ou fluidos térmicos.

Os diferentes tipos de utilidades e o impacto da sua selecção nas estimativas económicas não são abordados neste trabalho.

Segundo o Manual do Utilizador do Icarus, o tipo de permutador de calor mais comum é o permutador de casco e tubos, representado na figura a seguir de uma forma simplificada.

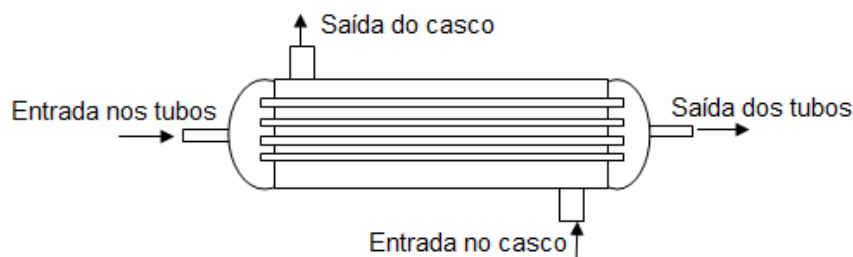


Figura 13 – Representação esquemática de um permutador de casco e tubos.

Este equipamento consiste num cilindro oco com tubos no seu interior. Estes tubos têm normalmente entre  $\frac{3}{4}$  in e 1 in de diâmetro externo e 20 a 40 ft de comprimento (aproximadamente 6 a 12 m) e são organizados através da sua fixação a placas circulares existentes em cada extremidade do cilindro, designadas por pratos de tubos

(*tube sheets*). A transferência de calor entre fluídos ocorre através das paredes dos tubos onde um dos fluidos circula pela zona exterior aos tubos, dentro do casco, e o outro pelo seu interior. O dimensionamento destes equipamentos é portanto definido pela área externa total dos tubos (Aspen Technology, Inc., 2012). Quanto ao seu desenho, existe uma grande variedade de estruturas onde se combinam vários tipos de extremidades, designadas cabeças estacionárias dianteiras e cabeças traseiras – *front head stationary head* e *rear end head* – com vários tipos de cascos – *4shell*. A padronização destas combinações foi definida pela Tubular Exchanger Manufacturers Association, Inc. (TEMA) e os principais desenhos utilizados em processos químicos (TEMA classe B) são apresentados no Anexo II – Nomenclatura de Permutadores tipo TEMA (.

Nas tabelas seguintes mostram-se os tipos TEMA suportados pelo *software* Aspen Icarus, que distingue os ebulidores dos restantes permutadores de calor. Note-se que as estimativas de custos obtidas para estes equipamentos para tipos TEMA classe B incluem o casco, a estrutura de tubos, os bocais de entrada nos tubos e a sela de suporte das cabeças (Aspen Technology, Inc., 2012).

**Tabela 16 – Tipos TEMA de Permutadores de Casco e Tubos suportados pelo Icarus (Aspen Technology, Inc., 2012).**

Permutadores de Calor de Casco e Tubos			
<b>Designação</b>	Tubo em U	Cabeça Flutuante	Casco e Tubo Fixos
<b>Tipo de Cabeça Estacionária Dianteira</b>	A, B, C	A, B, C	A, B, N
<b>Tipo de Casco</b>	E, F, G, H, J, X	E, F, G, H, J, X	E, F, G, H, J, X
<b>Tipo de Cabeça Estacionária Traseira</b>	U	P, S, T, W	L, M, N

**Tabela 17 – Tipos TEMA de Ebulidores suportados pelo Icarus (Aspen Technology, Inc., 2012).**

Ebulidores			
<b>Designação</b>	Tubo em U	Termossifão	Caldeira
<b>Tipo de Cabeça Estacionária Dianteira</b>	A, B, C	A, B, C, N	A, B, N
<b>Tipo de Casco</b>	K	E**, J*	K
<b>Tipo de Cabeça Estacionária Traseira</b>	U	L, M, N, P*, S*, T*, U*	T

\*Somente horizontal

\*\*Somente vertical

Para a realização dos estudos apresentados neste capítulo definiram-se previamente as seguintes correntes:

**Tabela 18 – Correntes para realização dos estudos sobre permutadores de calor.**

Corrente	Composição Molar	Caudal lbmol/ h	Pressão à entrada psia	Temperatura à entrada °F
<b>HF</b>	0,75 C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> 0,20 C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> 0,04 C <sub>12</sub> H <sub>10</sub> 0,01 CH <sub>4</sub>	500	494	150
<b>Hfliq</b>	0,75 C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> 0,20 C <sub>7</sub> H <sub>8</sub> 0,04 C <sub>12</sub> H <sub>10</sub> 0,01 CH <sub>4</sub>	100	70	150
<b>Hfvap</b>	0,85 C <sub>6</sub> H <sub>6</sub> 0,15 C <sub>7</sub> H <sub>8</sub>	100	35	245
<b>CW</b>	1 H <sub>2</sub> O	2077	35	68
<b>HPS</b>	1 H <sub>2</sub> O	70	145	360

Fixaram-se ainda as seguintes condições:

**Tabela 19 – Condições fixadas para realização dos estudos sobre permutadores de calor.**

<b>Temperatura de saída de HF</b>	100 °F
<b>Temperatura de saída de Hfliq</b>	300 °F
<b>Temperatura de saída de Hfvap</b>	235 °F
<b>Perdas de carga permitidas nos permutadores onde NÃO ocorrem mudanças de fase</b>	0,1 psi
<b>Perdas de carga permitidas nos permutadores onde ocorrem mudanças de fase</b>	0,25 psi
<b>Resistência provocada por depósitos</b>	1 x 10 <sup>-5</sup> ft <sup>2</sup> .h.°F/ BTU

### 2.3.1. Modelos de Transferência de Calor

Neste primeiro estudo pretende-se compreender a influência do modelo de transferência de calor escolhido nos custos estimados pelo AEE.

Realizou-se a troca de calor entre as correntes HF e CW anteriormente definidas nas Tabela 18 e Tabela 19. Fez-se passar a corrente quente HF pelos tubos dos permutadores.

Simularam-se seis permutadores com os cinco modelos disponíveis pelo *software* e um arrefecedor:



- **E-100: Rigorous Shell & Tube**
- **E-101: Cooler** (arrefecedor)
- **E-102: Simple End Point**
- **E-103: Simple Steady State Rating**
- **E-104: Simple Weighted**
- **E-105: Dynamic Rating**

No caso do arrefecedor E-101 definiu-se a água de arrefecimento como a fonte de energia, igualando-se a temperatura de saída da mesma no menu Process Utility Manager.

As estimativas obtidas são apresentadas na tabela a seguir.

**Tabela 20 – Estudo 2.3.1.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.**

<b>Nome do Equipamento</b>	<b>Custo do Equipamento (\$ US)</b>	<b>Custo de Instalação (\$ US)</b>	<b>Peso do Equipamento (lbs)</b>	<b>Peso Total da Instalação (lbs)</b>
<b>E-100: Rigorous Shell &amp; Tube</b>	17.000	76.800	2.800	11.306
<b>E-101: Heater</b>	15.500	76.100	3.000	11.665
<b>E-102: Simple End Point</b>	15.900	76.900	3.200	12.105
<b>E-103: Simple Steady State Rating</b>	15.900	76.900	3.200	12.105
<b>E-104: Simple Weighted</b>	15.900	76.900	3.200	12.105
<b>E-105: Dynamic Rating</b>	15.600	76.600	3.000	11.905

A compreensão das diferenças de custos requer a análise das especificações dos equipamentos, que podem ser consultadas nas tabelas devolvidas pelo AEE aquando da realização das estimativas. Com este recurso foi possível verificar que o simulador admite uma geometria do tipo BEM para todos os equipamentos. Na tabela apresentada a seguir mostram-se apenas os parâmetros de diferenciação entre os equipamentos ensaiados. A informação em falta nas tabelas devolvidas pelo AEE foi completada com recurso ao Manual de Utilizador do Icarus e através da consulta da janela de configuração de cada equipamento. Para comparação entre o dimensionamento realizado pelo AEE e os parâmetros de dimensionamento apresentados na janela de configuração, acrescentaram-se estes últimos a itálico.

Tabela 21 – Parâmetros de dimensionamento dos permutadores ensaiados no estudo 2.3.1.

Parâmetro	E-100	E-101	E-102	E-103	E-104	E-105
Área de transferência de calor (ft <sup>2</sup> )	346,8	264,0	314,8	314,8	314,8	273,3
Material dos tubos	A 214	*CS*	*CS*	*CS*	*CS*	*CS*
Pressão de dimensionamento dos tubos (psig)	536,4	348,0	529,3	529,3	529,3	529,3
Temperatura de dimensionamento dos tubos (°F)	158	250	250	250	250	250
Temperatura de funcionamento dos tubos (°F)	150	90	150	150	150	150
Diâmetro externo dos tubos (ft)	0,0625	0,0833	0,0833	0,0833	0,0833	0,0833
Material do casco	A 516					
Pressão de dimensionamento do casco (psig)	28,8	529,3	348,0	348,0	348,0	348,0
Temperatura de dimensionamento do casco (°F)	221	250	250	250	250	250
Temperatura de funcionamento do casco (°F)	90,0	150,0	90,0	90,0	90,0	90,0
Número de tubos por casco	136		160	160	160	
Comprimento linear dos tubos (ft)	13,3	20	20	20	20	20
Distância entre tubos (ft)	0,0781	0,1042	0,1042	0,1042	0,1042	0,1042
Diâmetro do casco (ft)	1,1042		2,4250	2,4250	2,4250	
Tolerância do casco à corrosão (ft)	0,0104	*~0*	*~0*	*~0*	*~0*	*~0*

**Nota:** Os parâmetros pré-definidos pelo *software* são apresentados entre asteriscos e foram consultados no Manual do Utilizador do Icarus. A *itálico* apresentam-se os valores consultados na janela de configuração do equipamento.

Tendo em atenção os custos dos equipamentos e as respectivas áreas de transferência de calor, designada adiante por ATC, prevê-se uma dependência directa entre as duas grandezas, apesar de não se ter encontrado uma correlação matemática simples entre as duas.

Contudo, a principal conclusão desde estudo não vai de encontro ao objectivo directo deste trabalho mas consiste numa ferramenta essencial para o prosseguimento do

mesmo. Analisando cuidadosamente apenas a Tabela 21 expõe-se a seguir algumas observações relevantes:

- À excepção do modelo rigoroso, o equipamento E-100, o *software* assume sempre a mesma temperatura de dimensionamento de 250 °F, tanto para a zona dos tubos como para o casco.
- À excepção do modelo rigoroso, o *software* assume sempre o mesmo valor de 20 ft para o comprimento linear dos tubos.
- Analisando as temperaturas de funcionamento e as pressões de dimensionamento do arrefecedor E-101, percebe-se que o simulador admite que a corrente HF circula pela zona do casco.
- À excepção dos parâmetros apresentados no separador Rigorous Shell & Tubes na janela do equipamento E-100, todos os outros são diferentes dos obtidos pelo dimensionamento através do AEE.

Conclui-se assim que para fins de dimensionamento de permutadores de calor deve-se recorrer somente ao modelo Rigorous Shell & Tubes. No entanto, a utilização dos outros modelos poderá ser útil numa fase inicial do desenvolvimento do processo visto que os custos encontrados são da mesma ordem de grandeza, apresentando diferenças não superiores a 10% comparativamente ao modelo rigoroso.

### 2.3.2. Área de Transferência de Calor

Também para este estudo foram utilizadas as correntes definidas na Tabela 18, alterando-se apenas os caudais de HF e CW com o objectivo de fazer variar a ATC do permutador. Atribuíram-se valores ao caudal de HF e ajustou-se o caudal de CW para sair do equipamento a 90 °F. Consideraram-se ainda as condições da Tabela 19. Simularam-se os seguintes equipamentos:

- **E-100: 500 lbmol/h de HF (2.077 lbmol/h de CW)**
- **E-106: 650 lbmol/h de HF (2.700 lbmol/h de CW)**
- **E-107: 800 lbmol/h de HF (3.323 lbmol/h de CW)**
- **E-108: 950 lbmol/h de HF (3.946 lbmol/h de CW)**

Todos os permutadores foram dimensionados recorrendo ao dimensionamento automático do *software*, seleccionando o modelo de transferência de calor Rigorous Shell & Tubes.

Os resultados das estimativas de custos são apresentados na tabela a seguir. Acrescentaram-se ainda os valores das ATC resultantes do dimensionamento.

Tabela 22 – Estudo 2.3.2.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

Nome do Equipamento: ATF (ft <sup>2</sup> )	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
E-100: 347	17.000	76.800	2.800	11.306
E-106: 440	19.400	79.300	3.400	11.915
E-107: 574	22.600	93.100	4.200	16.596
E-108: 720	26.500	97.200	5.100	17.536

A consideração da ATC como variável de estudo em vez do caudal das correntes baseia-se na sua maior variação. Note-se que a um aumento de 90% de ambos os caudais corresponde um aumento da ATC em 108%.

A análise das tabelas de dimensionamento dos equipamentos permitiu perceber que as diferentes ATC foram conseguidas através do aumento do diâmetro do casco e do número de tubos no seu interior. Apesar de não se determinar nenhuma relação matemática simples entre estas grandezas e os custos de instalação, estas apresentam correlações lineares positivas com o custo do equipamento, nas gamas estudadas, tal como se pode observar nos gráficos a seguir.

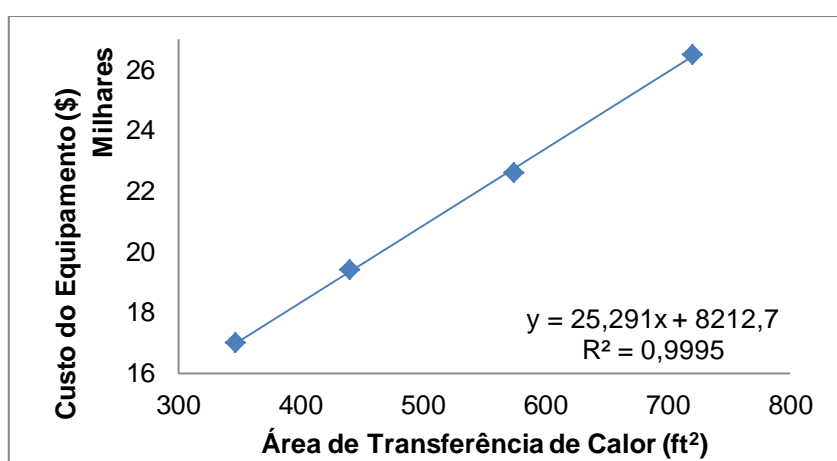


Figura 14 – Custo do Permutador vs ATC.

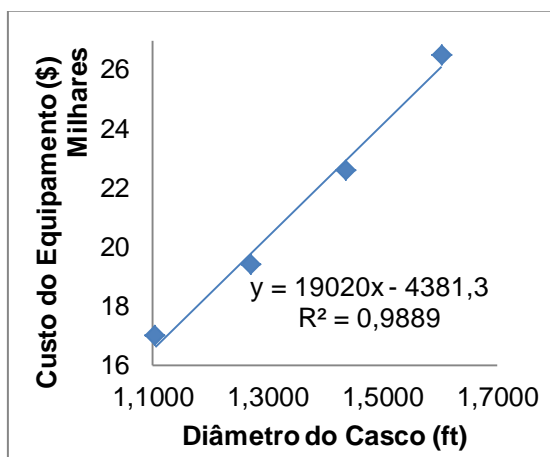


Figura 15 – Custo do Permutador vs Diâmetro do Casco.

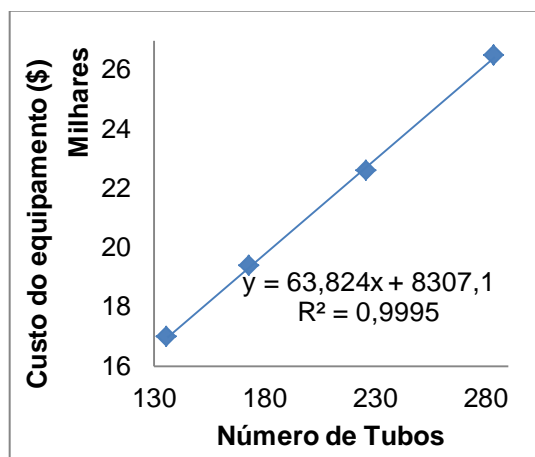


Figura 16 – Custo do Permutador vs Número de Tubos.

Numa análise geral dos dados percebe-se que um aumento de 108% da ATC implica aumentos de 56% para os custos de equipamento e 27% para os custos de instalação. Este parâmetro é assim considerado relevante para a realização de estudos económicos desde o início do desenvolvimento de um processo.

### 2.3.3. Desenho do Permutador – Tipo TEMA

Implementando as correntes e condições definidas na Tabela 18 e na Tabela 19, tomou-se como referência o permutador E-100 e ensaiaram-se diferentes geometrias de permutador, utilizando o mesmo modelo de transferência de calor:

- E-100: BEM
- E-109: AEM
- E-110: BEP
- E-111: AEP
- E-112: BFM
- E-113: AFM

As estimativas de custos obtidas são mostradas na tabela a seguir.

Tabela 23 – Estudo 2.3.3.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
E-100: BEM	17.000	76.800	2.800	11.306
E-109: AEM	17.800	77.600	2.900	11.406
E-110: BEP	17.100	77.200	2.900	11.472
E-111: AEP	18.000	78.100	3.100	11.672
E-112: BFM	20.500	79.700	3.100	11.430
E-113: AFM	22.000	81.200	3.400	11.730

Numa análise mais geral, nota-se que os permutadores de casco tipo F estão associados a maiores custos de equipamento, o que é justificado pelo seu desenho mais complexo comparativamente ao casco do tipo E. Enquanto o primeiro consiste num casco de dupla passagem com chicanas longitudinais, o tipo E cinge-se a uma geometria que possibilita apenas uma passagem do fluido. Contudo estas alterações não envolvem variações de custos superiores a 29%.

Para uma melhor compreensão da influência de cada parte da estrutura nos custos resultantes, construiu-se a tabela a seguir.

Tabela 24 – Tabela comparativa das estruturas analisadas no estudo 2.3.3.

		Aumento do Custo do Equipamento	Aumento do Custo da Instalação
Cabeça dianteira	BEM vs AEM	4,7%	1,0%
	BEP vs AEP	5,3%	1,2%
	BFM vs AFM	7,3%	1,9%
Cabeça traseira	BEM vs BEP	0,6%	0,5%
	AEM vs AEP	1,1%	0,6%
Casco	BEM vs BFM	20,6%	3,8%
	AEM vs AFM	23,6%	4,6%

Analisando as variações nos custos de instalação pode-se concluir que estes não são influenciados significativamente pela alteração da geometria do equipamento.

Focando a observação nos custos dos equipamentos, verifica-se que a alteração com maior influência nos custos remete-se à selecção do casco, onde um casco de dupla passagem envolve maiores custos, devido à maior complexidade da sua estrutura

como já mencionado. Sendo o casco a parte do permutador de maiores dimensões, compreende-se o seu maior peso no custo total do equipamento comparativamente à contribuição das suas extremidades. Pelas tabelas das especificações dos equipamentos foi possível confirmar que os equipamentos com cascos do tipo F apresentam maior diâmetro que os permutadores com casco do tipo E, mais especificamente, 1,44 ft contra 1,10 ft.

Verifica-se ainda que a escolha da cabeça dianteira tem maior influência no custo do equipamento comparativamente à selecção da cabeça traseira.

Entre os tipos de cabeça dianteira analisados, B e A, foi possível observar que o tipo A envolve maiores custos. Este facto pode ser justificado pela sua estrutura mais complexa constituída por tampa e canal amovíveis contraposta com a estrutura B que consiste numa tampa integral.

A cabeça traseira do tipo P apresenta maiores custos, o que se justifica novamente pela sua complexidade comparativamente ao tipo M. Esta última consiste num prato de tubos fixo com cobertura integral (semelhante a B) enquanto P representa uma cabeça flutuante com enchimento exterior.

Como conclusão principal deste estudo afirma-se que a selecção da geometria do permutador não terá importância numa análise preliminar do processo, tomando relevância numa fase posterior onde se exige maior detalhe.

#### 2.3.4. Tipo de Ebulidor

Para este estudo recorreu-se à utilidade quente de vapor de água definida na Tabela 18 como **HPS** para realizar a ebulição parcial da corrente **Hfliq**, definida na mesma tabela. Tal como descrito na Tabela 19, esta última foi aquecida até 300° F, o que corresponde a uma fracção de vapor de aproximadamente 0,31. Também as perdas de carga foram definidas pelos valores fixados na Tabela 19. Utilizou-se o modelo de transferência de calor **Simple Weighted** pela sua maior simplicidade e pelo foco do estudo se basear nos custos dos equipamentos e não nos seus parâmetros de dimensionamento. O tipo de ebulidor foi definido através da função de mapeamento do AEE. Foi ainda necessário especificar os tipos de termossifões desejados assim como adequar os tipos TEMA de cada um. Ensaíram-se os seguintes equipamentos:

- **E-114: Kettle com cabeça flutuante – Tipo TEMA: BKT**
- **E-115: Kettle com cabeça fixa – Tipo TEMA: BKU**
- **E-116: Termossifão vertical com cabeça fixa V-FXD – Tipo TEMA: BEM**
- **E-117: Termossifão horizontal com cabeça fixa H-FXD – Tipo TEMA: BJM**
- **E-118: Termossifão horizontal com cabeça flutuante H-FLOT – Tipo TEMA: BJP**
- **E-119: Termossifão com tubos em U H-UTUB – Tipo TEMA: BJU**

À excepção do ebulidor vertical E-116, em todos os outros impôs-se a passagem do vapor pelos tubos e da corrente de processo pelo casco por forma a minimizar as perdas de carga.

As estimativas de custos obtidas são apresentadas na tabela a seguir.

**Tabela 25 – Estudo 2.3.4.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.**

<b>Nome do Equipamento</b>	<b>Custo do Equipamento (\$ US)</b>	<b>Custo de Instalação (\$ US)</b>	<b>Peso do Equipamento (lbs)</b>	<b>Peso Total da Instalação (lbs)</b>
<b>E-114: Kettle BKT</b>	13.800	70.500	2.000	7.916
<b>E-115: Kettle BKU</b>	13.300	68.900	1.600	7.306
<b>E-116: V-FXD BEM</b>	10.800	49.300	1.400	6.536
<b>E-117: H-FXD BJM</b>	10.900	52.600	1.400	7.071
<b>E-118: H-FLOT BJP</b>	11.000	53.000	1.400	7.106
<b>E-119: H-UTUB BJU</b>	11.300	51.900	1.200	6.680

Numa primeira análise é possível verificar que os ebulidores Kettle acartam custos mais elevados que os equipamentos Termossifão. Comparando o Kettle mais económico com o Termossifão mais dispendioso, E-115 e E-119 respectivamente, encontram-se diferenças de 18% nos custos dos equipamentos e 33% nos custos de instalação. Isto pode ser justificado pela grande diferença de desenho entre os dois. Um ebulidor Kettle inclui um casco de grandes dimensões que permite a retenção de um grande volume de líquido no seu interior, enquanto o Termossifão tem a geometria de um permutador de calor comum. Esta justificação é corroborada pela diferença de



pesos entre os dois equipamentos, verificando-se que E-115 tem um peso cerca de 33% superior a E-119.

Comparando os equipamentos Termossifão vertical e horizontal de cabeça de pratos fixa, E-116 e E-117 respectivamente, verifica-se que as diferenças de custos entre os dois não são significativas (1% para os custos de equipamento e 7% para os custos de instalação). Através das tabelas de parâmetros de dimensionamento para as estimativas de custos devolvidas pelo AEE foi ainda possível verificar que existe uma pequena diferença de áreas de transferência de calor, sendo de 115 ft<sup>2</sup> para E-116 e 111 ft<sup>2</sup> para E-117. Tendo também em atenção os diferentes tipos TEMA seleccionados para cada equipamento e a diferente circulação dos fluidos pelo permutador, compreende-se que nestas condições a selecção entre um permutador vertical e um horizontal deverá priorizar critérios técnicos de desempenho do equipamento.

De uma forma geral, entre os casos estudados encontram-se variações nos custos dos equipamentos até 28%, e até 43% nos custos de instalação. Isto permite concluir que a definição do tipo de ebulidor será relevante numa fase posterior à da concepção do projecto onde se realizam estimativas mais grosseiras (de ordem de grandeza).

### 2.3.5. Tipo de Condensador

Para a realização deste estudo recorreu-se às correntes **Hfvap** e **CW** definidas na Tabela 18 e Tabela 19. Recorreu-se ao modelo de transferência de calor Rigorous Shell & Tubes uma vez que o modelo Simple Weighted não permite alterar a orientação do permutador. Estudaram-se dois tipos TEMA diferentes (BEP e BJP), com diferentes orientações (vertical e horizontal), alterando-se ainda a zona de circulação dos fluidos. Foram simulados os seguintes permutadores:

- **E-120: BEP Vertical com condensação no casco – BEP V S;**
- **E-121: BJP Vertical com condensação no casco – BJP V S;**
- **E-122: BEP Horizontal com condensação nos tubos – BEP H T;**
- **E-123: BJP Horizontal com condensação nos tubos – BJP H T;**
- **E-124: BEP Vertical com condensação nos tubos – BEP V T;**
- **E-125: BJP Vertical com condensação nos tubos – BJP V T;**
- **E-126: BEP Horizontal com condensação no casco – BEP H S;**
- **E-127: BJP Horizontal com condensação no casco – BJP H S.**

As estimativas de custos obtidas são apresentadas na tabela a seguir.

**Tabela 26 – Estudo 2.3.5.: Custos e Pesos dos Equipamentos e Instalação.**

<b>Nome do Equipamento</b>	<b>Custo do Equipamento (\$ US)</b>	<b>Custo de Instalação (\$ US)</b>	<b>Peso do Equipamento (lbs)</b>	<b>Peso Total da Instalação (lbs)</b>
<b>E-120: BEP V S</b>	10.600	59.900	870	6.406
<b>E-121: BJP V S</b>	10.800	60.100	880	6.416
<b>E-122: BEP H T</b>	10.500	60.600	800	6.674
<b>E-123: BJP H T</b>	10.600	60.700	820	6.694
<b>E-124: BEP V T</b>	10.500	60.600	810	6.684
<b>E-125: BJP V T</b>	10.600	60.700	820	6.694
<b>E-126: BEP H S</b>	12.100	61.200	1.100	6.582
<b>E-127: BJP H S</b>	10.700	60.000	880	6.416

Para os casos estudados observam-se apenas ligeiras variações no custo dos equipamentos. As diferenças encontradas nos custos de instalação não se consideram significativas uma vez que a maior diferença encontrada, entre E-120 e E-126, apresenta apenas um aumento de 2,2%.

À excepção do equipamento E-126, os custos dos equipamentos não diferem em mais de 3%, variação considerada insignificante mesmo para as estimativas mais rigorosas (de detalhe ou de verificação). Contudo, a comparação dos custos de E-126 com os menores custos encontrados (\$ 10.500 para E-122 e E124) revela uma discrepância de 15%, considerada significativa para estimativas de detalhe mas aceitável nas primeiras etapas de desenvolvimento de um processo. Note-se que estes três permutadores (E-126, E-122 e E-124) apresentam uma geometria do tipo BEP. De entre os parâmetros estudados, aponta-se a escolha do casco como zona de condensação juntamente com uma orientação horizontal como justificação desta diferença. Visto não ser possível confirmar esta conclusão com os restantes exemplos, procurou-se compreender esta observação com base nos parâmetros de dimensionamento dos equipamentos. Assim foi possível verificar que o permutador E-126 é o equipamento com maior ATC, maior número de tubos e maior diâmetro de casco, cujas influências nos custos foram já demonstradas através do estudo 2.3.2. Desta forma pode-se concluir que a selecção do tipo de casco, da zona de condensação e da orientação de um condensador não será relevante como ferramenta de decisão ao nível económico. Acredita-se contudo que esta pequena variação de custos seja resultado de um dimensionamento obrigatoriamente mais rigoroso neste tipo de equipamentos, o que acaba por restringir as hipóteses a testar. Este estudo

permite ainda corroborar as conclusões do estudo 2.3.2 onde se destaca a influência da ATC nos custos de um permutador.

### 2.3.6. Sumários dos Estudos de Permutadores de Casco e Tubos

Os estudos realizados neste subcapítulo permitem compreender quais os parâmetros de dimensionamento de maior influência nos custos de um permutador de calor de casco e tubos e quais os métodos a adoptar consoante o nível de precisão pretendido.

O primeiro estudo permite esclarecer sobre a importância da selecção do modelo de transferência de calor na simulação de um permutador de calor, tendo em conta os detalhes de dimensionamento disponíveis ou a precisão pretendida para as estimativas resultantes. O facto de os resultados obtidos não variarem em mais de 10% permite assumir que o AEE é uma ferramenta bastante fidedigna para a obtenção de estimativas de custos, mesmo quando não se conhecem ainda os detalhes de dimensionamento. O interesse deste estudo passou também pela preparação dos seguintes uma vez que evidenciou a restrição do uso de um arrefecedor como permutador de calor relativamente à zona de passagem dos fluidos, lembrando que neste tipo de equipamentos a utilidade fria passa sempre nos tubos. Uma leitura sobre os modelos de transferência de calor permitiu ainda perceber que os modelos Simple End Point, Simple Steady State Rating e Dynamic Rating não são adequados a sistemas onde ocorram mudanças de fase. Para estes casos dispõe-se dos modelos Simple Weighted ou Rigorous Shell & Tubes. Verificou-se ainda que o simulador admite valores fixos para todos os parâmetros de dimensionamento dos diferentes equipamentos excepto para a ATC e aquando da utilização do modelo Rigorous Shell & Tubes. Pode-se então afirmar que para a obtenção de uma estimativa económica mais exigente deve-se recorrer somente a este modelo.

Através dos estudos de casos sem ocorrência de mudanças de fase (2.3.2 – Área de Transferência de Calor e 2.3.3 – Desenho do Permutador – Tipo TEMA) conclui-se que o parâmetro de dimensionamento de maior impacto nos custos é a ATC, determinando-se uma correlação linear positiva. A selecção do tipo TEMA mostrou-se mais relevante na alteração do casco, onde os custos dos equipamentos ensaiados diferiram em cerca de 24%, comparativamente à mudança das extremidades do equipamento, onde a variação máxima dos custos não ultrapassou os 7,3%. Contudo apenas a ATC deverá ser considerada relevante aquando da realização de estimativas

de ordem de grandeza, uma vez que as maiores diferenças de custos encontradas em 2.3.3 não ultrapassam os 24%.

Através do estudo de alguns tipos de ebulidores em 2.3.4 observa-se que os equipamentos do tipo Kettle acarretam custos mais elevados comparativamente aos Termossifão, o que é justificado pelo seu *design* de maiores dimensões. A selecção adequada deste equipamento é relevante para estimativas definitivas (rigor entre 10 e 15%) uma vez que se encontram variações máximas de 28% nos custos dos equipamentos estudados e 43% nos custos das instalações. Porém, este não é considerado um factor importante numa fase inicial do desenvolvimento de um processo. A necessidade de ajustar o tipo TEMA ao tipo de Termossifão ensaiado não permite concluir quanto à influência da orientação (vertical ou horizontal) nos respectivos custos.

No último estudo (2.3.5) analisam-se combinações de hipóteses entre dois desenhos de condensadores (BEP e BEJ), com orientações horizontal e vertical, alterando-se ainda a zona de condensação do fluido de processo (casco ou tubos). Destaca-se o facto do ensaio de diferentes orientações dos equipamentos exigir a utilização do modelo Rigorous Shell & Tubes, de utilização mais complexa. Os resultados obtidos não mostram variações de custos significativas para a realização de estimativas de ordem de grandeza. Percebe-se assim que a definição dos parâmetros manipulados estará incluída numa etapa mais avançada do desenvolvimento de um processo. No entanto acredita-se que as pequenas variações de custos sejam reflexo de um dimensionamento mais rigoroso, o que poderá limitar conclusões.

## 2.4. Colunas

Na indústria existem diferentes tipos de colunas que se distinguem essencialmente pela função a desempenhar e pelo seu interior. Consoante a sua aplicação, estas dividem-se em:

- **Coluna de Destilação** – separa uma mistura de hidrocarbonetos em duas fracções, uma com os componentes mais voláteis e outra com os menos voláteis; também designada por coluna de fraccionamento.
- **Coluna de Stripping** – remove um componente gasoso indesejado que se encontra dissolvido numa mistura líquida.
- **Coluna de Absorção** – separa um componente gasoso de uma mistura gasosa com recurso a um solvente.
- **Coluna de Adsorção** – separa um composto indesejado de uma mistura, líquida ou gasosa, recorrendo a um catalisador sólido.
- **Coluna de Extração** – extrai uma espécie líquida de uma mistura líquida com o auxílio de um solvente.

Segundo o interior da coluna, estas podem ser designadas por **colunas de pratos** ou **colunas de enchimento**.

Nas **colunas de pratos** a fase líquida escoia no sentido descendente através de canais designados *downcomers*, que interligam os pratos pelas suas laterais opostas alternadamente, enquanto a fase gasosa ascende através dos seus orifícios. Os desenhos de pratos mais comuns são os pratos perfurados, pratos de válvulas e pratos de campânulas. No entanto, a utilização destes últimos tem vindo a diminuir devido à complexidade do seu desenho.

As **colunas de enchimento** têm a mesma aplicação que as colunas de pratos, no entanto são mais vantajosas em determinadas situações. No Manual do Utilizador do Icarus (Aspen Technology, Inc., 2012) apresenta-se como exemplo as colunas com menos de 2 ft de diâmetro, em que optar por uma coluna de enchimento é normalmente menos dispendioso. Na separação de misturas altamente corrosivas estas são também uma melhor opção pois permitem a utilização de potenciadores de contacto entre as fases cujos materiais de construção são mais resistentes à corrosão, como a cerâmica, o carbono, o plástico ou outros materiais, metálicos ou não metálicos, de elevada resistência à corrosão. Como este tipo de colunas envolve menores perdas de carga, são também utilizadas para destilações em vácuo. No entanto as suas gamas de operação são mais restritas e requerem maiores diâmetros

comparativamente às colunas de pratos para o processamento de uma alimentação idêntica. Os tipos de enchimento mais comum são os anéis de Raschig, as selas de Berl, as selas de Intalox e os anéis de Pall.

Apesar das colunas de adsorção serem colunas de enchimento, os materiais adsorventes não são um tipo de enchimento mas sim materiais granulares ou *pellets* de forma cilíndrica ou esférica. Alguns dos adsorventes mais comuns são as terras de Fuller (argila natural), argila activada, alumina, carvão activado e sílica-gel.

Sendo as **Colunas de Destilação** um dos principais equipamentos de separação utilizados na indústria química, pretende-se compreender o impacto económico provocado por alterações no seu dimensionamento.

De uma forma geral, as colunas de destilação são equipamentos usados para separar uma mistura em duas ou mais partes. Estes equipamentos são sempre dispostos na vertical e são normalmente altos e de forma cilíndrica. O corpo cilíndrico, denominado por casco, pode por vezes assumir dois diâmetros diferentes, com a base mais larga, designando-se por coluna de diâmetro duplo. O seu interior é ainda variável, tal como explicado anteriormente, e tem dois permutadores de calor acoplados aos seus extremos: um ebulidor na base e um condensador no topo.

Para a realização dos estudos apresentados a seguir usou-se como referência uma coluna de **30 pratos perfurados** alimentada por **500 lbmol/h** de uma mistura **0,85 molar de benzeno** e **0,15 molar de tolueno** a **150 °F** a **70 psia**. Como especificações definiram-se fracções molares de **99% de benzeno à saída do condensador** e **99% de tolueno à saída do ebulidor**. As perdas de pressão dentro da coluna foram ajustadas recorrendo à função do *software* Tray Sizing – Auto Section. As estimativas de custos associadas aos permutadores de calor foram realizadas deixando os parâmetros de dimensionamento com os valores pré-definidos pelo *software*.

### 2.4.1. Número de Pratos

Com este primeiro estudo pretende-se compreender a influência do número de pratos no custo total da coluna. Ensaaiaram-se os casos:

- **T-100: 30 pratos.**
- **T-101: 20 pratos.**
- **T-102: 15 pratos.**
- **T-103: 25 pratos.**

A análise dos resultados obtidos é apresentada inicialmente separando as estimativas relativas somente às colunas dos permutadores associados.

Tabela 27 – Estudo 2.4.1.: Custos e Pesos das Colunas e respectivas Instalações.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
<b>T-100: 30 pratos</b>	160.900	390.900	35.900	74.693
<b>T-101: 20 pratos</b>	126.500	341.500	29.200	64.242
<b>T-102: 15 pratos</b>	154.500	405.500	42.200	88.307
<b>T-103: 25 pratos</b>	140.900	360.600	31.300	67.638

A análise da amplitude dos custos resultantes revela variações máximas, entre T-101 (20 pratos) e T-100 (30 pratos), de 27% para os custos dos equipamentos e 14% para os custos de instalação.

Desconsiderando T-102 (15 pratos) encontram-se correlações lineares entre o número de pratos e os custos das colunas, mostradas nos gráficos seguintes.

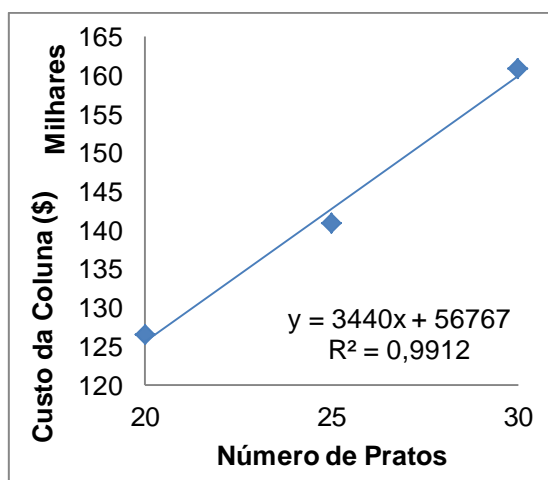


Figura 17 – Custo da Coluna vs Nº de Pratos.

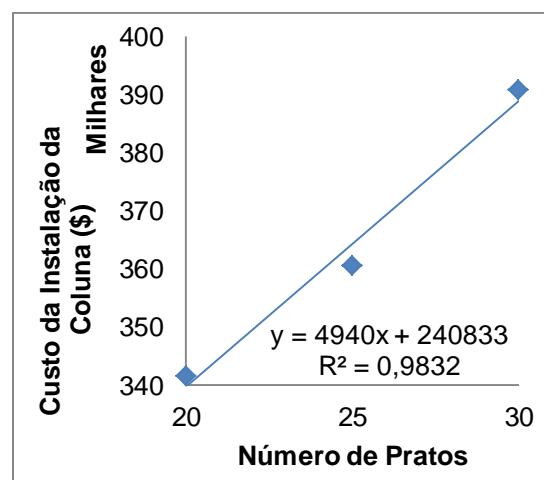


Figura 18 – Custo da Instalação da Coluna vs Nº de Pratos.

Ao consultar as tabelas das especificações das colunas percebeu-se que T-102 (15 pratos) tem 8ft de diâmetro enquanto T-100 e T-103 têm um diâmetro de 5 ft e T-101 de 5,5 ft. Acredita-se que este seja o parâmetro responsável pela não inclusão de T-102 na correlação linear encontrada entre custos e número de pratos. Isto sugere que, para um diâmetro de coluna fixo (ou pouco variável), o aumento do número de pratos implica um aumento linear tanto dos custos da coluna como dos custos de instalação.

Na tabela a seguir são apresentados os resultados relativos aos permutadores associados às colunas.

**Tabela 28 – Estudo 2.4.1.: Custos e Pesos dos Permutadores e respectivas Instalações.**

<b>Nome do Equipamento</b>	<b>Custo do Equipamento (\$ US)</b>	<b>Custo de Instalação (\$ US)</b>	<b>Peso do Equipamento (lbs)</b>	<b>Peso Total da Instalação (lbs)</b>
<b>Condensador de T-100</b>	15.300	75.500	3.300	12.003
<b>Ebulidor de T-100</b>	119.000	263.100	40.900	78.219
<b>Condensador de T-101</b>	17.300	87.900	4.100	16.655
<b>Ebulidor de T-101</b>	138.500	283.600	48.600	86.225
<b>Condensador de T-102</b>	28.800	115.000	8.500	26.362
<b>Ebulidor de T-102</b>	287.200	477.100	101.400	150.620
<b>Condensador de T-103</b>	16.500	76.900	3.700	12.461
<b>Ebulidor de T-103</b>	123.100	267.400	42.600	79.979

Observando a tabela percebe-se que o permutador de calor economicamente mais dispendioso numa coluna de destilação é o ebulidor. Neste estudo os custos dos ebulidores mostram-se 7,5 a 10 vezes mais onerosos que os condensadores da mesma coluna.

O impacto da variação do número de pratos de uma coluna de destilação nos custos dos permutadores é evidenciado pela análise das variações máximas encontradas. A alteração de 15 para 30 pratos implica uma variação nos custos de equipamento de 88% para os condensadores e 141% para os ebulidores. Os custos de instalação variam até 52% para os condensadores e 81% para os ebulidores. Relembrando as amplitudes dos custos das colunas (custos de equipamento: 27%; custos de instalação: 14%), conclui-se que a selecção do número de pratos de uma coluna de destilação tem maior impacto nos custos dos seus permutadores associados do que na própria coluna.



Verifica-se ainda que os ambos os custos estimados (de equipamento e de instalação) diminuem com o aumento do número de pratos da coluna, apesar de não se encontrar uma relação linear. Ao aprofundar esta observação através da análise dos dados de desempenho das colunas percebe-se que o aumento do número de pratos diminui o caudal alimentado aos permutadores, consequência da maior quantidade de fluido em circulação dentro coluna. Tal como já referido no capítulo 2.3, caudais menores requerem permutadores com menores ATC, diminuindo-se desta forma os custos associados. Os gráficos a seguir representam as correlações lineares encontradas entre estas duas variáveis.

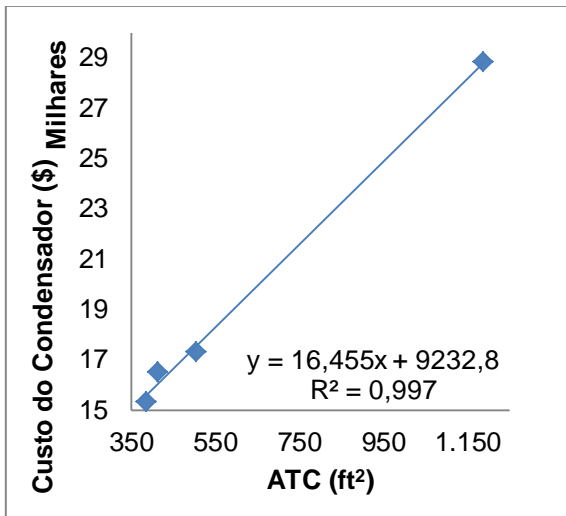


Figura 19 – Custo do Condensador vs ATC.

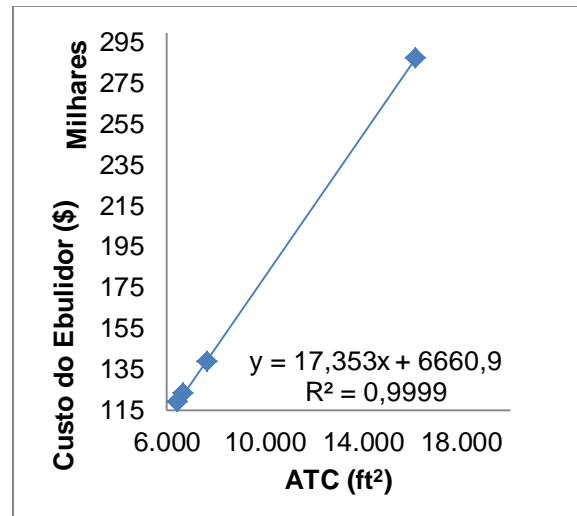


Figura 21 – Custo do Ebulidor vs ATC.

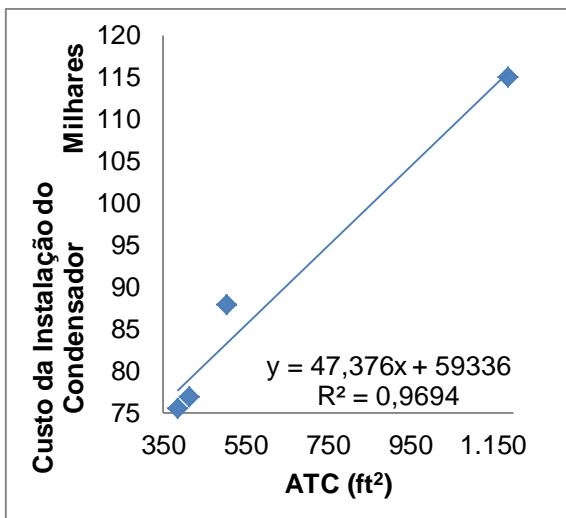


Figura 20 – Custo da Instalação do Condensador vs ATC.

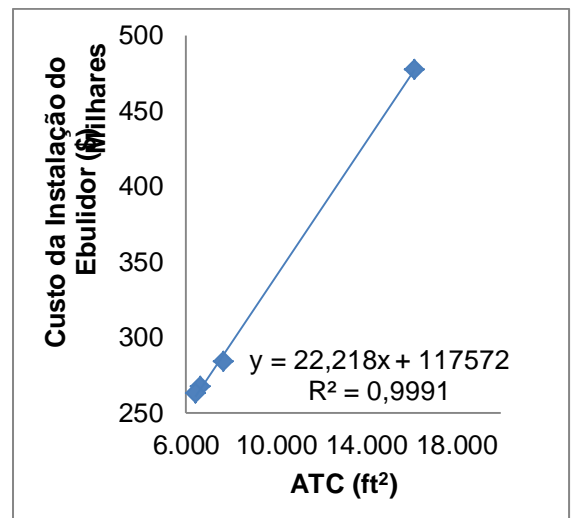


Figura 22 – Custo da Instalação do Ebulidor vs ATC.

Na tabela a seguir mostra-se o peso dos custos dos permutadores em relação aos custos da respectiva coluna, em percentagem.

**Tabela 29 – Custo dos Permutadores em relação às Colunas – Estudo 2.4.1..**

Coluna	Custo do Condensador / Custo da Coluna (%)	Custo da Instalação do Condensador / Custo da Instalação Coluna (%)	Custo do Ebulidor / Custo da Coluna (%)	Custo da Instalação do Ebulidor / Custo da Instalação Coluna (%)
<b>T-102: 15 pratos</b>	19	28	186	118
<b>T-101: 20 pratos</b>	14	26	109	83
<b>T-103: 25 pratos</b>	12	21	87	74
<b>T-100: 30 pratos</b>	10	19	74	67

Pela tabela anterior percebe-se que o peso dos custos dos permutadores aumenta com a diminuição do número de pratos. Este facto é justificado pelas observações anteriores onde se verificou que o aumento do número de pratos tem maior destaque na diminuição dos custos dos permutadores do que no aumento dos custos da própria coluna.

Esta tabela evidencia ainda a importância da selecção e dimensionamento do ebulidor uma vez que estes podem assumir custos superiores aos da própria coluna. Isto sugere que o dimensionamento de uma coluna deve consistir num estudo económico balanceado, englobando a hipótese de aumentar o número de pratos da coluna por forma a diminuir os custos relativos ao seu ebulidor.

Para uma análise geral do custo da coluna, apresenta-se na tabela a seguir o valor total de cada unidade de destilação, incluindo coluna e respectivos permutadores.

**Tabela 30 – Custos Totais das Colunas estudadas em 2.4.1.**

Nome do Equipamento incluindo Permutadores	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)
<b>T-102: 15 pratos</b>	470.500	997.600
<b>T-101: 20 pratos</b>	282.300	713.000
<b>T-103: 25 pratos</b>	280.500	704.900
<b>T-100: 30 pratos</b>	295.200	729.500

A inexistência de uma correlação entre o número de pratos de uma coluna e os custos totais da respectiva unidade de destilação sugere que a alteração desta variável exige a procura do equilíbrio de custos entre os três equipamentos envolvidos. Esta tarefa poderá ser simplificada tomando em consideração algumas das observações referidas ao longo deste estudo. Como análise inicial aconselha-se a determinação da amplitude de variação de custos dos diferentes equipamentos, por forma a decidir onde começar a fazer alterações que possibilitem maiores reduções de custos. No seguimento da análise é importante lembrar que o aumento do número de pratos reflecte-se não só numa diminuição do caudal admitido aos permutadores de calor (e respectivos custos) como também poderá diminuir o diâmetro necessário para a coluna.

### 2.4.2. Tipo de Interior

Com este estudo pretende-se compreender a influência da selecção do tipo de interior da coluna nos seus custos. Partindo do equipamento de referência T-100, ensaiaram-se as seguintes colunas:

- **T-100: Pratos Perfurados – PP**
- **T-104: Pratos de Válvulas – PV**
- **T-105: Pratos de Campânulas – PC**
- **T-106: Enchimento com Anéis de Balastro de metal de 1 in – EAB**

Tal como no estudo anterior, a análise inicial dos resultados obtidos visa somente as estimativas de custos das colunas, excluindo os permutadores associados.

**Tabela 31 – Estudo 2.4.2: Custos e Pesos das Colunas e respectivas Instalações.**

<b>Nome do Equipamento</b>	<b>Custo do Equipamento (\$ US)</b>	<b>Custo de Instalação (\$ US)</b>	<b>Peso do Equipamento (lbs)</b>	<b>Peso Total da Instalação (lbs)</b>
<b>T-100: PP</b>	160.900	390.900	35.900	74.693
<b>T-104: PV</b>	198.800	433.400	42.800	82.653
<b>T-105: PC</b>	282.100	538.700	61.600	108.310
<b>T-106: EAB</b>	244.600	467.900	22.500	57.783

A complexidade do desenho dos tipos de pratos ensaiados aumenta pela ordem apresentada: pratos perfurados, pratos de válvulas e pratos de campânulas. Com este facto em consideração e analisando a tabela, compreende-se que os custos das

colunas aumentam com a complexidade dos pratos. Relativamente ao enchimento escolhido (T-106), observa-se que esta coluna envolve menores custos do que a de pratos de campânulas (T-105). Ao averiguar as respectivas tabelas de especificações nota-se que o diâmetro de T-106 é menor em 1 ft que o de T-105, o que poderá influenciar a observação referida. A única coluna que apresenta o mesmo diâmetro que T-106 é a coluna de pratos de válvulas (T-104), cujos custos estimados se revelam significativamente inferiores. A alteração do interior da coluna mostra ainda uma variação máxima de 75% para os custos de equipamento e 38% para os custos de instalação. Considera-se portanto que este é um parâmetro a ter em consideração na realização de estudos económicos desde o início do desenvolvimento de um processo.

Na tabela a seguir são apresentados os resultados relativos aos permutadores associados às colunas.

**Tabela 32 – Estudo 2.4.2: Custos e Pesos dos Permutadores e respectivas Instalações.**

<b>Nome do Equipamento</b>	<b>Custo do Equipamento (\$ US)</b>	<b>Custo de Instalação (\$ US)</b>	<b>Peso do Equipamento (lbs)</b>	<b>Peso Total da Instalação (lbs)</b>
<b>Condensador de T-100</b>	15.300	75.500	3.300	12.003
<b>Ebulidor de T-100</b>	118.900	263.000	40.900	78.219
<b>Condensador de T-104</b>	15.300	75.500	3.300	12.003
<b>Ebulidor de T-104</b>	131.900	276.600	45.900	83.401
<b>Condensador de T-105</b>	15.300	75.500	3.300	12.003
<b>Ebulidor de T-105</b>	140.000	285.100	49.200	86.825
<b>Condensador de T-106</b>	15.300	75.500	3.300	12.003
<b>Ebulidor de T-106</b>	109.000	252.400	36.700	73.840

Tal como no estudo anterior, observa-se uma grande discrepância entre os custos dos ebulidores comparativamente aos condensadores da mesma coluna. As razões encontradas mantêm a mesma ordem de grandeza do exemplo anterior, encontrando-se relações entre 7,1 e 9,2 vezes para os custos dos equipamentos e 3,3 a 3,8 para os custos das instalações.

Pela tabela anterior pode-se também observar que as estimativas obtidas para os condensadores das diferentes colunas são iguais. Pelas tabelas das especificações e pela análise da performance da coluna percebeu-se que os caudais admitidos aos condensadores e as suas ATC são aproximadamente iguais para os casos estudados,

justificando-se assim esta observação. Isto sugere que a selecção do interior da coluna não terá influência significativa nos custos dos condensadores anexos.

As amplitudes de variação dos custos de equipamento e de instalação dos ebulidores foram de 28% e 13%, respectivamente, o que permite concluir que neste estudo os custos das colunas (onde as maiores variações de custos observadas foram de 75% para os custos de equipamento e 38% para os custos de instalação) assumem um papel predominante relativamente aos respectivos ebulidores.

Analisando apenas os ebulidores das colunas de pratos, verifica-se que os seus custos aumentam com a complexidade dos pratos das respectivas colunas, enquanto o ebulidor com menores custos associados pertence à coluna com enchimento. Examinando as correntes a montante dos ebulidores percebeu-se que a fracção molar de tolueno líquido é idêntica em todos os casos estudados (0,982), encontrando-se apenas pequenas diferenças de caudal de líquido (máximo de 1,4 m<sup>3</sup>/h). Apesar da sua pequena variação, identifica-se este parâmetro como o factor de influência nos custos dos ebulidores, uma vez que segue o mesmo comportamento dos custos encontrados. Mais especificamente, aos ebulidores mais onerosos correspondem correntes a montante com maior caudal de líquido. Relembrando os estudos anteriores sabe-se que a admissão de maiores caudais a um permutador implica maior ATC necessária. Nos gráficos a seguir mostram-se as correlações lineares entre a ATC dos ebulidores e os seus custos.

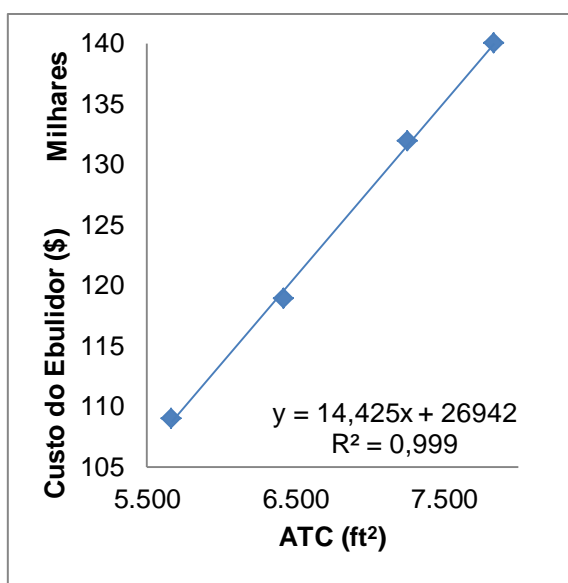


Figura 23 – Custo do Ebulidor vs ATC.

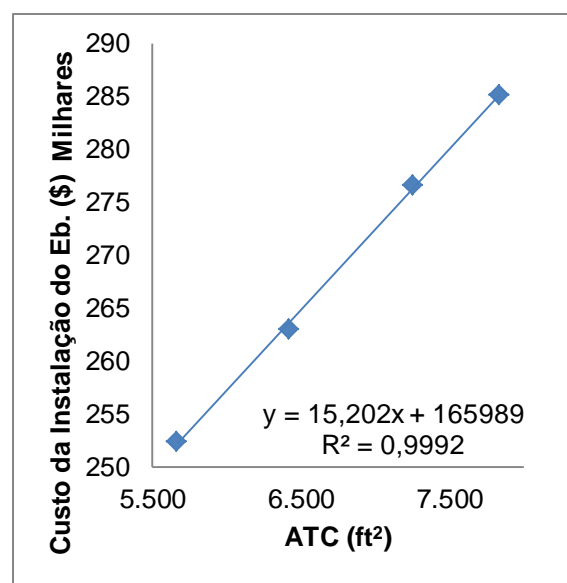


Figura 24 – Custo da Instalação do Ebulidor vs ATC.

Reunindo estas observações com as obtidas no estudo anterior e no capítulo 2.3, compreende-se que a variação dos custos dos permutadores depende fortemente das condições da corrente a montante, que influencia directamente a ATC necessária. Uma vez que a relação entre a ATC e os custos de um permutador já foi explorada no estudo anterior e no capítulo 2.3, a abordagem acima não será repetida nos estudos seguintes, relativos a colunas de destilação.

Na tabela a seguir mostra-se o peso dos custos dos permutadores em relação aos custos da respectiva coluna, em percentagem.

**Tabela 33 – Estudo 2.4.2: Custo dos Permutadores em relação às Colunas.**

Coluna	Custo do Condensador / Custo da Coluna (%)	Custo da Instalação do Condensador / Custo da Instalação Coluna (%)	Custo do Ebulidor / Custo da Coluna (%)	Custo da Instalação do Ebulidor / Custo da Instalação Coluna (%)
<b>T-100: PP</b>	10	19	74	67
<b>T-101: PV</b>	8	17	66	64
<b>T-102: PC</b>	5	14	50	53
<b>T-103: EAB</b>	6	16	45	54

A observação desta tabela sugere que o aumento da complexidade do enchimento da coluna poderá diminuir os custos relativos dos permutadores. Note-se no entanto que este decréscimo do peso dos custos dos permutadores deve-se ao facto do aumento dos custos da coluna ser mais acentuado (rever amplitudes de custos referidas anteriormente). Relembrando o estudo dos permutadores onde se observou a situação oposta (variação dos custos dos permutadores mais significativos do que a variação dos custos das colunas), pode-se afirmar que este método de análise de custos perde utilidade quando a variação dos custos da coluna é mais acentuada que a variação dos custos dos permutadores de calor, servindo apenas para conhecer a ordem de grandeza dos custos relativos. Ainda assim, observa-se novamente um grande peso dos custos dos ebulidores relativamente aos custos das respectivas colunas.

Para uma análise geral das unidades de processo estudadas apresenta-se a tabela a seguir, que contém os custos totais das colunas de destilação simuladas.

Tabela 34 – Custos Totais das Colunas estudadas em 2.4.2.

Nome do Equipamento incluindo Permutadores	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)
<b>T-100: PP</b>	295.100	729.400
<b>T-104: PV</b>	346.000	785.500
<b>T-105: PC</b>	437.400	899.300
<b>T-106: EAB</b>	368.900	795.800

As conclusões obtidas pela análise desta tabela são idênticas às referidas acima aquando da análise das estimativas das colunas sem considerar os respectivos permutadores (o aumento da complexidade do interior da coluna implica maiores custos). Ligando esta observação à conclusão obtida pela análise da Tabela 33, percebe-se que, numa fase preliminar do desenvolvimento de um processo, a decisão sobre o tipo de interior da coluna poderá não envolver obrigatoriamente o estudo dos respectivos permutadores.

### 2.4.3. Pressão de Funcionamento

Tomando novamente como referência a coluna T-100, pretende-se com este estudo analisar a influência da pressão de funcionamento nos custos de uma coluna de destilação. Na tabela a seguir mostram-se as condições de pressão ensaiadas. Lembra-se que se recorreu à função Tray Sizing para o ajuste da perda de pressão no interior da coluna.

Tabela 35 – Condições de pressão para realização do estudo 2.4.3

Nome do Equipamento	Pressão da Alimentação (psia)	Pressão à entrada do Condensador (psia)	Pressão à entrada do Ebulidor (psia)
<b>T-100</b>	70	65	67
<b>T-107</b>	100	95	97
<b>T-108</b>	150	145	147
<b>T-109</b>	200	195	197
<b>T-110</b>	250	245	247

As estimativas de custos das colunas ensaiadas são apresentadas na tabela a seguir.

Tabela 36 – Estudo 2.4.3: Custos e Pesos das Colunas e respectivas Instalações.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
T-100: 70 psia	160.900	390.900	35.900	74.693
T-107: 100 psia	175.900	410.800	43.900	83.832
T-108: 150 psia	194.600	426.900	45.500	84.924
T-109: 200 psia	241.000	507.300	66.300	116.945
T-110: 250 psia	263.300	532.400	79.400	130.643

Numa primeira análise percebe-se que a um aumento da pressão de funcionamento corresponde um aumento de ambos os custos estimados. Mais especificamente, um aumento da pressão da alimentação de 70 para 250 psia corresponde a um aumento de 64% dos custos de equipamento e 36% dos custos de instalação das colunas. Posto isto, conclui-se que este é um parâmetro de grande importância desde o início do desenvolvimento de um processo. Estas variáveis podem ainda ser descritas através de uma correlação linear, tal como mostram os gráficos a seguir.

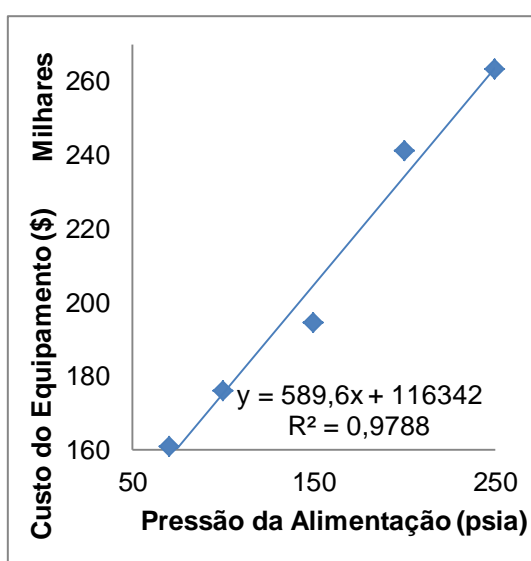


Figura 25 – Custo do Equipamento vs Pressão da Alimentação.

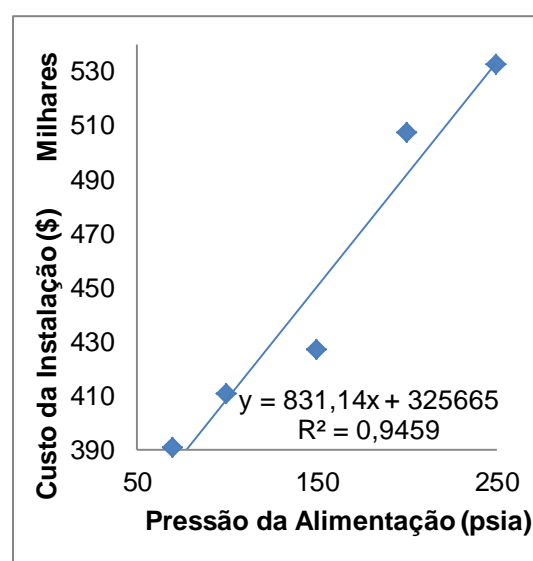


Figura 26 – Custo da Instalação vs Pressão da Alimentação.

Na tabela a seguir são apresentados os custos estimados para os permutadores das colunas ensaiadas.



Tabela 37 – Estudo 2.4.3: Custos e Pesos dos Permutadores e respectivas Instalações.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
<b>Condensador de T-100</b>	15.300	75.500	3.300	12.003
<b>Ebulidor de T-100</b>	118.900	263.000	40.900	78.219
<b>Condensador de T-107</b>	15.000	75.300	3.100	11.829
<b>Ebulidor de T-107</b>	53.900	157.500	16.500	42.500
<b>Condensador de T-108</b>	14.600	74.900	3.000	11.729
<b>Ebulidor de T-108</b>	154.000	313.400	50.400	92.867
<b>Condensador de T-109</b>	15.500	76.600	3.200	12.208
<b>Ebulidor de T-109</b>	72.300	204.700	21.500	56.751
<b>Condensador de T-110</b>	15.900	77.700	3.400	12.744
<b>Ebulidor de T-110</b>	104.900	239.000	32.800	68.611

Não se encontra nenhuma relação directa entre os custos dos permutadores e as respectivas pressões de alimentação da coluna uma vez que esta influencia diversos parâmetros das correntes alimentadas aos permutadores, tal como a sua pressão, caudal, fracção molar das espécies, fracção de vapor, etc., que por sua vez influenciam a ATC necessária à ebulição ou condensação. Contudo é possível observar novamente que os ebulidores são os permutadores que acarretam maiores custos, encontrando-se razões de custos ebulidor/ condensador entre 3,6 e 10,5 para os equipamentos e 2,1 a 4,2 para as instalações.

Na continuação da análise desta tabela, encontram-se ainda variações dos custos dos condensadores de apenas 9% para os equipamentos e 4% para as instalações completas. Já as variações dos custos dos ebulidores mostram-se substancialmente maiores, encontrando-se variações de 186% para os custos de equipamento e 99% para os custos de instalação. Esta abordagem dos resultados permite concluir que apesar da alteração da pressão de funcionamento não ter impacto significativo nos custos do condensador da coluna, tem uma grande influência nos custos do seu ebulidor. Comparando estas variações com as encontradas anteriormente na análise individual das colunas (64% para os custos de equipamento e 36% para os custos de instalação), pode-se afirmar que os custos dos ebulidores têm um papel predominante na selecção da pressão de funcionamento da coluna. Contudo, ambos os equipamentos têm importância significativa desde o início do desenvolvimento de um processo, uma vez que variações de custos calculadas excedem 50% para ambos os equipamentos.

De seguida pretende-se conhecer o peso dos custos dos permutadores em relação aos custos da respectiva coluna.

**Tabela 38 – Estudo 2.4.3: Custo dos Permutadores em relação às Colunas.**

Coluna	Custo do Condensador / Custo da Coluna (%)	Custo da Instalação do Condensador / Custo da Instalação Coluna (%)	Custo do Ebulidor / Custo da Coluna (%)	Custo da Instalação do Ebulidor / Custo da Instalação Coluna (%)
<b>T-100: 70 psia</b>	10	19	74	67
<b>T-107: 100 psia</b>	9	18	31	38
<b>T-108: 150 psia</b>	8	18	79	73
<b>T-109: 200 psia</b>	6	15	30	40
<b>T-110: 250 psia</b>	6	15	40	45

Pela tabela anterior verifica-se que os custos dos condensadores não são significativos relativamente ao custo da respectiva coluna. Já os custos dos ebulidores apresentam-se novamente mais relevantes. Relembrando a sua forte dependência com a pressão de funcionamento, estas observações reforçam a necessidade de uma atenção redobrada sobre os custos do ebulidor aquando da selecção das condições de funcionamento de uma coluna, durante o desenvolvimento de um processo.

Finalmente apresenta-se a tabela a seguir, referente aos custos totais das unidades de destilação simuladas (colunas e respectivos permutadores).

**Tabela 39 – Custos Totais das Colunas estudadas em 2.4.3.**

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)
<b>T-100: 70 psia</b>	295.100	729.400
<b>T-107: 100 psia</b>	244.800	643.600
<b>T-108: 150 psia</b>	363.200	815.200
<b>T-109: 200 psia</b>	328.800	788.600
<b>T-110: 250 psia</b>	384.100	849.100

Não se determina nenhuma relação matemática simples que descreva a influência entre a pressão de funcionamento e os custos totais das unidades de destilação simuladas. No entanto, foi verificado anteriormente que existe uma correlação linear

entre os custos da coluna (excluindo permutadores) e a variável em estudo. A não repetição desta correlação juntamente com as conclusões obtidas aquando da análise dos permutadores reforça novamente a elevada importância dos ebulidores na análise económica destas unidades processuais.

#### 2.4.4. Composição da Alimentação

Com este subcapítulo pretende-se compreender o efeito da composição da corrente de alimentação nos custos da coluna de destilação. Na tabela a seguir mostram-se os casos ensaiados.

Tabela 40 – Composição das correntes de alimentação da coluna para realização do estudo 2.4.4.

Nome do Equipamento	Fracção Benzeno	Molar	de	Fracção Tolueno	Molar	de
<b>T-100</b>	0,85			0,15		
<b>T-111</b>	0,675			0,325		
<b>T-112</b>	0,50			0,50		
<b>T-113</b>	0,325			0,675		
<b>T-114</b>	0,15			0,85		

Na seguinte tabela mostram-se os custos e pesos estimados pelo AEE somente para as colunas de destilação, excluindo os respectivos permutadores, identificando as diferentes composições da alimentação através da fracção molar de benzeno.

Tabela 41 – Estudo 2.4.4: Custos e Pesos das Colunas e respectivas Instalações.

Nome do Equipamento: Fracção Molar de Benzeno	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
<b>T-100: 0,85</b>	160.900	390.900	35.900	74.693
<b>T-111: 0,675</b>	160.900	390.900	35.900	74.693
<b>T-112: 0,50</b>	172.000	406.300	40.600	80.453
<b>T-113: 0,325</b>	160.900	390.900	35.900	74.693
<b>T-114: 0,15</b>	151.000	370.600	34.200	69.848

Numa primeira abordagem é possível observar que as colunas T-100, T-111 e T-113 têm custos idênticos. Os valores mais elevados estão associados à coluna alimentada pela mistura equimolar de benzeno/ tolueno (T-112) e a de menores custos é aquela cuja corrente de alimentação contém menor quantidade de benzeno (T-114). Através

das tabelas de parâmetros de dimensionamento das colunas percebe-se que a composição da alimentação influi no diâmetro necessário à separação. Mais concretamente, as colunas com os mesmos custos apresentam um diâmetro de 5 ft enquanto T-112 e T-114 têm 5,5 e 4,5 ft de diâmetro, respectivamente. Nos gráficos a seguir mostram-se as correlações lineares encontradas entre o diâmetro da coluna e os respectivos custos.

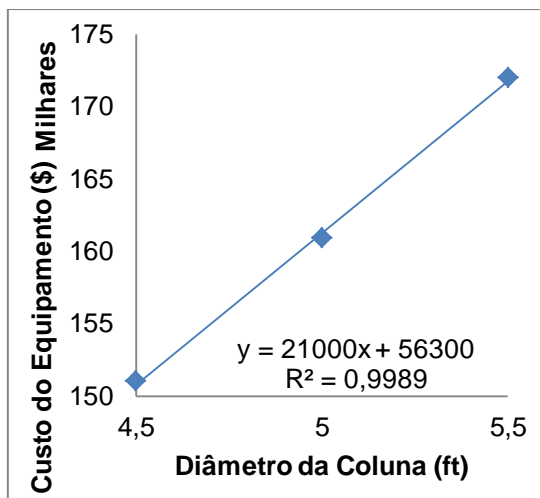


Figura 27 – Custo do Equipamento vs Diâmetro da Coluna.

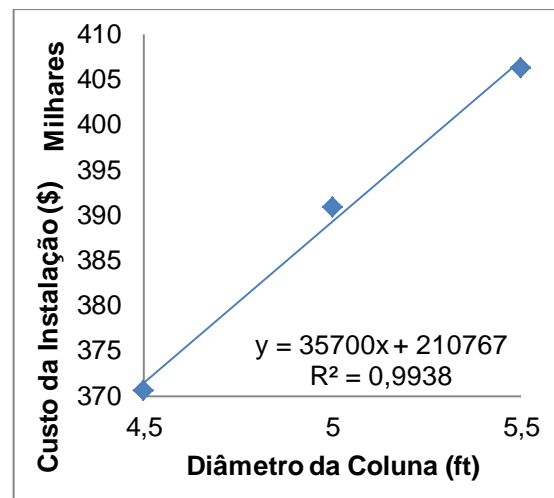


Figura 28 – Custo da Instalação vs Diâmetro da Coluna.

Note-se no entanto que as diferenças de custos encontradas são bastante baixas, verificando-se variações máximas de 14% para os custos de equipamento e de 10% para os custos da instalação.

Conclui-se assim que a composição da mistura de alimentação tem uma fraca influência nos custos das colunas estudadas. A relação linear encontrada entre o diâmetro da coluna e o seu custo não é também considerada relevante já que a gama de diâmetros incluídos é bastante reduzida.

Na tabela a seguir mostram-se os custos estimados para os permutadores das colunas deste estudo.

Tabela 42 – Estudo 2.4.4: Custos e Pesos dos Permutadores e respectivas Instalações.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)	Peso do Equipamento (lbs)	Peso Total da Instalação (lbs)
<b>Condensador de T-100</b>	118.900	263.000	40.900	78.219
<b>Ebulidor de T-100</b>	15.300	75.500	3.300	12.003
<b>Condensador de T-111</b>	119.700	263.800	41.300	78.619
<b>Ebulidor de T-111</b>	15.300	75.500	3.300	12.003
<b>Condensador de T-112</b>	115.000	258.800	39.000	76.259
<b>Ebulidor de T-112</b>	15.000	75.200	3.100	11.803
<b>Condensador de T-113</b>	109.000	252.400	36.700	73.840
<b>Ebulidor de T-113</b>	14.400	74.600	2.800	11.503
<b>Condensador de T-114</b>	98.600	218.500	32.900	63.100
<b>Ebulidor de T-114</b>	12.900	72.800	2.200	10.785

Verifica-se mais uma vez que o ebulidor consiste no permutador de calor mais oneroso de uma coluna de destilação, encontrando-se razões custo do ebulidor/ custo do condensador de 7,6 a 7,8 para os custos de equipamento e 3,0 a 3,5 para os custos de instalação. Apesar das menores razões serem observadas nos casos em que a alimentação da coluna é mais pobre em benzeno, não se confirma nenhuma correlação matemática simples directa entre os custos dos permutadores e a fracção molar de benzeno na alimentação. Ao aprofundar esta análise percebe-se mais uma vez que a variação do parâmetro em estudo influencia o caudal alimentado aos permutadores, o que por sua vez altera a ATC necessária. Contudo deve-se ter em conta que os valores apresentados na tabela anterior revelam variações pouco significativas mas superiores às encontradas nos resultados referentes às colunas. Mais especificamente, os custos de equipamento variam até 19% e 21% para os condensadores e ebulidores respectivamente. Já os custos de instalação variam apenas até um máximo de 4% para os condensadores e 21% para os ebulidores. Assim sendo, conclui-se que também neste estudo os custos dos ebulidores têm maior relevância comparativamente aos custos das respectivas colunas.

Na tabela a seguir apresentam-se os pesos dos custos dos permutadores em relação aos custos da respectiva coluna.

**Tabela 43 – Estudo 2.4.4: Custo dos Permutadores em relação às Colunas.**

Coluna	Custo do Condensador / Custo da Coluna (%)	Custo da Instalação do Condensador / Custo da Instalação Coluna (%)	Custo do Ebulidor / Custo da Coluna (%)	Custo da Instalação do Ebulidor / Custo da Instalação Coluna (%)
<b>T-100: 0,85</b>	10	19	74	67
<b>T-111: 0,675</b>	10	19	74	67
<b>T-112: 0,50</b>	9	19	67	64
<b>T-113: 0,325</b>	9	19	68	65
<b>T-114: 0,15</b>	9	20	65	59

Também nesta análise os custos dos condensadores não são significativos comparativamente aos custos da própria coluna. Relembrando que os custos dos ebulidores sofrem maiores variações que os custos das colunas com alteração da composição da mistura de alimentação, esta tabela vem acentuar a importância destes permutadores uma vez que, nos casos aqui estudados, os custos destes equipamentos representam entre 65 e 74% dos custos da coluna e entre 59 e 67% quando se analisa a instalação completa de cada equipamento.

Por fim apresentam-se os valores totais das unidades de destilação simuladas, onde se incluem os custos das colunas juntamente com os respectivos permutadores.

**Tabela 44 – Custos Totais das Colunas estudadas em 2.4.4.**

Nome do Equipamento: Fracção Molar de Benzeno	Custo do Equipamento (\$ US)	Custo de Instalação (\$ US)
<b>T-100: 0,85</b>	295.100	729.400
<b>T-111: 0,675</b>	295.900	730.200
<b>T-112: 0,50</b>	302.000	740.300
<b>T-113: 0,325</b>	284.300	717.900
<b>T-114: 0,15</b>	262.500	661.900

A conclusão mais relevante a retirar da tabela anterior passa pela compreensão do impacto que uma alteração brusca na composição da alimentação tem nos custos das colunas de destilação utilizadas para a separação dos seus componentes. Assim, destaca-se o facto das variações máximas dos custos estimados não ultrapassarem os 15% para os custos de equipamento e 12% para os custos de instalação. Por

consequente conclui-se que, para os sistemas abordados, a composição da mistura da alimentação não é um factor de influência significativa numa decisão económica numa etapa preliminar do desenvolvimento de um processo.

#### 2.4.5. Sumário dos Estudos de Colunas de Destilação

Os estudos realizados neste capítulo permitem não só concluir quanto à influência dos parâmetros estudados nos custos de unidades de destilação como também sobre os métodos utilizados para realização dos seus estudos económicos.

Na linguagem comum, quando se fala em coluna de destilação inclui-se implicitamente os respectivos permutadores de calor. No entanto, para fins de estudos económicos, sente-se a necessidade de abordar os três equipamentos inicialmente em separado e só depois em conjunto. Os estudos incluídos neste capítulo iniciam-se pela análise individual dos equipamentos, separando as colunas dos permutadores de calor. Desta forma possibilita-se a comparação do impacto do parâmetro estudado em cada um dos equipamentos, o que permite por sua vez identificar o equipamento de maior peso económico na respectiva unidade de destilação. Este método de análise viabiliza ainda a identificação dos parâmetros de dimensionamento mais influenciados pela variável de estudo. A análise dos custos totais proporciona uma visão geral de cada estudo, integrando as observações realizadas nas análises individuais.

No primeiro estudo, 2.4.1, explora-se a influência da variação do número de pratos nos custos da unidade de destilação. Para os casos abordados, verifica-se que o custo de uma coluna de destilação é directamente proporcional ao seu número de pratos desde que não se altere seu o diâmetro. Relativamente aos permutadores de calor, é possível observar uma grande discrepância de custos entre os condensadores e os ebulidores, sendo os últimos os mais onerosos. Apesar de não se encontrar nenhuma correlação matemática simples, nota-se uma diminuição dos custos de ambos os permutadores com o aumento do número de pratos. Esta observação é fundamentada pelo facto do aumento do número de pratos implicar um acréscimo da quantidade de mistura em circulação no interior da coluna. Consequentemente, o caudal admitido aos permutadores é menor, o que requer menores ATC para realização das mudanças de estado pretendidas. Relembrando que a ATC é o parâmetro de dimensionamento de maior influência nos custos de um permutador de calor (capítulo 2.3), justifica-se assim a diminuição dos custos de ambos os permutadores com o aumento do número de pratos. Neste primeiro estudo é ainda possível constatar que a alteração do número de

pratos de uma coluna tem maior impacto nos custos dos seus permutadores do que nos custos da própria coluna. Tendo em atenção as gamas de variações de custos encontradas, conclui-se que a optimização económica paralela à selecção do número de pratos de uma coluna de destilação deve ter especial atenção à influência desta variável na ATC necessária para a ebulição da mistura.

No estudo 2.4.2 altera-se o interior das colunas, através da simulação de colunas de pratos perfurados (pré-definido pelo *software*), de pratos de válvulas, de pratos de campânulas e de enchimento com anéis de balastro de metal de 1 in. Nota-se que o aumento da complexidade do desenho dos pratos conduz a um aumento dos custos das respectivas colunas. A coluna com enchimento mostra-se menos onerosa comparativamente à coluna de pratos de campânulas mas significativamente mais cara que a coluna ensaiada de diâmetro semelhante (a de pratos de válvulas). Em relação aos permutadores de calor associados, verifica-se que os custos dos condensadores não são afectados. Já os custos dos ebulidores seguem a mesma tendência que os custos das colunas, ou seja, aumentam com a complexidade dos pratos. Excepcionalmente, o ebulidor da coluna de enchimento revela-se o menos oneroso. Ao analisar os dados de desempenho da coluna percebe-se que apenas o caudal admitido aos ebulidores variou entre os exemplos estudados, o que se identifica como razão dos diferentes custos uma vez que já se conhece a forte relação entre o caudal admitido a um permutador e a sua ATC (e consequentes custos). No entanto, contrariamente ao estudo 2.4.1, a alteração do interior da coluna revela maior influência nos custos das colunas do que nos custos dos ebulidores. Atendendo ainda às gamas das variações de custos determinadas tanto para os ebulidores como para as colunas, conclui-se que a selecção do tipo de interior de uma coluna de um ponto de vista económico deve focar-se nos custos das colunas mas sem negligenciar os custos dos respectivos ebulidores.

Em 2.4.3 analisa-se a influência da pressão da corrente de alimentação à coluna e respectivas pressões de funcionamento (onde as perdas de carga são estimadas pelo *software*). Embora exista uma correlação linear entre a variável de estudo e os custos das colunas, o mesmo não se observa para os custos dos permutadores. Apesar da pressão de funcionamento não mostrar uma influência significativa nos custos dos condensadores, revela maior impacto nos custos dos ebulidores. A análise das amplitudes de variação de custos de cada tipo de equipamento permite concluir que apesar da influência significativa da pressão no custo da coluna, a definição deste parâmetro deve priorizar a análise dos custos dos ebulidores.



O estudo 2.4.4 permite verificar que a composição da alimentação da coluna não tem efeito significativo na realização de estimativas de ordem de grandeza para qualquer um dos equipamentos de uma unidade de destilação, visto que a maior variação de custos determinada é de 21%. Observa-se ainda uma correlação linear entre o diâmetro da coluna e os seus custos numa gama bastante estreita de apenas 1 ft.

Ao examinar a globalidade dos estudos nota-se ainda que a razão de custos entre ebulidores e respectivos condensadores é bastante elevada para todos os casos abordados. À excepção do estudo 2.4.3 onde se observam maiores variações, os ebulidores apresentam geralmente custos de equipamento entre 7 e 10 vezes superiores aos dos respectivos condensadores. A mesma razão relativa aos custos de instalação varia entre 3 e 4 vezes. Destaca-se assim a relevância do estudo económico de um ebulidor comparativamente ao condensador da mesma coluna.

### 3. Estudo de Casos – Comparação com Métodos Empíricos

Este capítulo consiste na repetição dos Estudos de Casos realizados no Capítulo 2, a partir da página 24, efectuando os cálculos com base nos métodos de estimativas de custos apresentados no subcapítulo 1.3, na página 22.

Para comparação dos resultados aqui obtidos com as estimativas resultantes do AEE, corrigiram-se os valores das novas estimativas recorrendo ao CEPCI referente ao ano de 2013 (Anexo III – Chemical Engineering Plant Cost Index 2013, página 121), ano do lançamento do Aspen HYSYS versão 8.8. Uma vez que o trabalho foi realizado com o *software* em modo *off-line*, assume-se que as bases de dados se encontram actualizadas para o seu ano de lançamento.

Para simplificação da leitura do trabalho, no início dos subcapítulos seguintes serão repetidos os títulos dos estudos realizados anteriormente. As limitações da aplicação de cada método empírico serão expostas no decorrer dos mesmos.

#### 3.1. Bombas

Para este tipo de equipamento foram anteriormente realizados os seguintes estudos:

- 2.1.1 – Tipo de bomba – página 25.
- 2.1.2 – Material de construção – página 28.
- 2.1.3 – Volume de Aquisição (Número de Itens Idênticos) – página 30.
- 2.1.4 – Tipo de Accionamento – página 31.
- 2.1.5 – Eficiência – página 32.
- 2.1.6 – Diferença de Pressão – página 33.
- 2.1.7 – Caudal de Líquido – página 36.

Em Towler & Sinnott, 2013, é apresentada apenas uma curva de custos que depende apenas do caudal admitido a uma bomba centrífuga em aço-carbono de um único estágio. Este facto impossibilita a repetição dos estudos 2.1.2 a 2.1.6, inclusive.

No *website* publicado pela McGraw Hill, 2002, apresentam-se hipóteses de estimativas de custos para diferentes tipos de bombas API-610 (American Petroleum Institute), não abordadas neste trabalho, e para bombas centrífugas gerais. Nesta última opção

é necessário disponibilizar o caudal volumétrico e o número de equipamentos. Requer-se ainda a selecção do material de construção do equipamento entre ferro fundido, aço-carbono, aço-inoxidável e liga de níquel, e da diferença de pressão máxima realizada pela bomba entre os valores 1.035, 5.000, 10.000, 20.000 ou 30.000 kPa. Não existindo referência ao tipo de accionamento da bomba nem à sua eficiência, este método inviabiliza a reprodução dos estudos 2.1.4 e 2.1.5.

Foi utilizado o CEPCI geral em todas as estimativas por proporcionar menores discrepâncias de valores relativos aos obtidos pelo AEE. Nas tabelas seguintes mostram-se os resultados alcançados pelos três métodos de estimativas de custos abordados neste trabalho e as variações dos valores calculados com recurso aos métodos empíricos relativamente aos valores alcançados pelo AEE.

### 3.1.1. Tipo de Bomba

Para a reprodução do estudo 2.1.1 comparam-se os diferentes valores obtidos pelo AEE com os valores **únicos** resultantes de cada um dos métodos empíricos, visto que estes não abrangem os tipos de bombas simulados no AH.

Tabela 45 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.1.1.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>P-100: DCP CENTRIF</b>	5.000	9.805	6.743	96%	35%
<b>P-101: DCP ANSI</b>	7.400	9.805	6.743	33%	-9%
<b>P-102: DCP GEN SERV</b>	6.500	9.805	6.743	51%	4%
<b>P-103: DCP IN LINE</b>	4.700	9.805	6.743	109%	43%

Tal como já referido, os métodos empíricos estudados não abrangem tantos tipos de bombas centrífugas como o AH. Esta limitação revela consequências graves nas estimativas obtidas.

Mais especificamente, o método apresentado em Towler & Sinnott exhibe apenas uma curva de custos para bombas centrífugas de um único estágio. Como consequência, os resultados conseguidos através deste método apresentam grandes discrepâncias relativamente aos valores obtidos pelo AEE. Acredita-se que a diferença de valores

encontrada provenha do facto de as bombas simuladas possibilitarem múltiplos estágios, o que não é abrangido por este método empírico.

A maior variedade de opções disponíveis no *website* publicado pela McGraw Hill permitiu valores mais próximos dos estimados pelo AEE. Tanto P-101 como P-102 mostram diferenças insignificantes. Já as estimativas obtidas para as bombas P-100 e P-103, de aplicações mais específicas (rever página 25), revelaram maiores discrepâncias. Acredita-se que estes resultados sejam consequência do carácter de aplicação mais geral deste método empírico. No entanto não se observam variações superiores a 50% para nenhum dos equipamentos o que permite afirmar que este é um método seguro para realização de estimativas de ordem de magnitude.

Numa visão geral conclui-se que a particularidade da aplicação do método de Towler & Sinnott a bombas de um único estágio restringe bastante a sua utilização como recurso para a realização de estimativas de custos deste tipo de equipamentos. Já o método apresentado no *website* da McGraw Hill revela-se apto para a obtenção de estimativas de custos de bombas numa fase preliminar do desenvolvimento de um processo, onde se permitem erros até 50%.

### 3.1.2. Material de Construção

A reprodução deste Estudo de Caso recorre apenas ao *website* da McGraw Hill, visto que o método em Towler & Sinnott não distingue o material de construção das bombas. No entanto, este método também não permite estimar custos de bombas de alumínio nem de C20, pelo que se excluíram os equipamentos P-106 e P-107. Os resultados são mostrados na tabela a seguir, apresentando-se novamente a bomba de referência P-100.

Tabela 46 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.1.2.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
P-100: CS	5.000	9.805	6.743	96%	35%
P-104: CI	5.000	-	3.746	-	-25%
P-105: SS	6.200	-	8.990	-	45%

Tal como no estudo anterior não se observam variações superiores a 50%, o que vem corroborar a adequação deste método à realização de estimativas de ordem de grandeza aquando da selecção do material de bombas centrífugas. Contudo deve-se

destacar a pequena diversidade de materiais de construção disponível. Salienta-se ainda a grande discrepância de custos entre P-104 e P-105 (140%), não observada nos resultados obtidos pelo AEE.

### 3.1.3. Volume de Aquisição (Número de Itens Idênticos)

A reprodução deste estudo limita-se à utilização do método exposto pela McGraw Hill, uma vez que em Towler & Sinnott não há informação sobre a variação de custos com o volume de aquisição. Os resultados são apresentados na tabela a seguir.

Tabela 47 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.1.3.

Nº de Itens Idênticos	Custo por Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
1	5.000	9.805	6.743	96%	35%
63	5.000	-	6.743	-	35%
125	5.000	-	6.743	-	35%
250	5.000	-	6.743	-	35%
500	5.000	-	6.743	-	35%

Também através deste método não se verifica influência do número de bombas adquiridas no custo de cada unidade. Desta forma pode-se concluir que este método se adequa a estudos relativos ao volume de aquisição de bombas centrífugas.

### 3.1.4. Diferença de Pressão

Em 2.1.6, ensaiaram-se cinco valores de diferença de pressão. Dada a limitação do *website* publicado pela McGraw Hill, essas diferenças de pressão resumiram-se a duas das opções disponíveis: 1.035 kPa e 5.000 kPa. Aos resultados apresentados na tabela a seguir acrescenta-se uma coluna com o valor das diferenças de pressão simuladas anteriormente ( $\Delta p$ ) em kPa.

Tabela 48 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.1.6.

Nome do Equipamento	$\Delta p$ (kPa)	Custo por Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
		AEE	Towler	Website	Towler	Website
P-100: 1 – 4 bar	300	5.000	9.805	6.743	96%	35%
P-120: 2,5 – 10 bar	750	6.000	-	6.743	-	12%
P-115: 5 – 20 bar	1.500	17.700	-	14.161	-	-20%
P-121: 7,5 – 30 bar	2.250	42.000	-	14.161	-	-66%
P-116: 10 – 40 bar	3.000	48.700	-	14.161	-	-71%

Pela tabela anterior percebe-se que a aproximação ao limite de  $\Delta p$  de 1.035 kPa permite estimativas mais precisas (P-100 e P-120). No entanto, observa-se o comportamento oposto para o patamar de 5.000 kPa, onde os resultados se afastam dos valores devolvidos pelo AEE à medida que a diferença de pressão se aproxima de 5.000 kPa, chegando a inviabilizar a utilização deste método para obtenção de estimativas de ordem de grandeza para as bombas P-121 e P-116.

A tabela apresentada evidencia as limitações do *website* na realização de estimativas de custos, restringindo os estudos a uma pequena gama de diferenças de pressão entre 750 e 1.500 kPa. Acredita-se porém que esta gama possa ser maior para outros tipos de bomba, com base nas observações realizadas no estudo 3.1.1 em relação às bombas P-101 e P-102 (onde as diferenças de custos entre métodos são bastante baixas).

Salienta-se ainda que este método impossibilita o conhecimento da relação entre a carga da bomba e o seu custo, podendo conduzir a conclusões erróneas nesta análise. Especificando, enquanto os valores estimado pelo AEE mostram que um aumento da diferença de pressão em 10 vezes resulta num aumento dos custos do equipamento também em 10 vezes, os resultados calculados pelo *website* revelam um aumento de apenas 2,1 vezes.

### 3.1.5. Caudal de Líquido

Neste capítulo recria-se o estudo 2.1.7 na sua totalidade recorrendo aos dois métodos empíricos em análise. Na tabela abaixo apresentam-se as estimativas calculadas.

Tabela 49 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.1.7.

Nome do Equipamento	Custo por Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
P-100: 21,7 m <sup>3</sup> /h	5.000	9.805	6.743	96%	35%
P-122: 3,92 m <sup>3</sup> /h	3.900	8.792	3.538	125%	-9%
P-123: 7,83 m <sup>3</sup> /h	4.500	9.031	4.354	101%	-3%
P-124: 15,7 m <sup>3</sup> /h	4.800	9.476	5.794	97%	21%
P-125: 31,3 m <sup>3</sup> /h	5.300	10.308	7.936	94%	50%

Uma primeira análise reforça a inadequação da curva de estimativa de custos para bombas centrífugas apresentada por Towler & Sinnott ao tipo de bomba simulado neste estudo, confirmada pelas discrepâncias de valores encontradas relativamente às

estimativas devolvidas pelo AEE. No entanto nota-se que esta discrepância diminui com o aumento do caudal. Sendo a curva de Towler & Sinnott aplicável a bombas centrífugas de um único estágio, suspeita-se que o aumento do custo deste tipo de equipamentos com o caudal seja mais suave (neste exemplo, de 17%) uma vez que depende somente da dimensão da bomba, não tornando o seu desenho mais complexo. Já uma bomba de vários estágios, tal como simulado no AH, poderá envolver alterações ao nível do desenho do equipamento o que se irá reflectir num aumento mais acentuado dos custos (de 36% para a gama de caudais estudada). Acredita-se que esta poderá ser a justificação para a aproximação de custos observada.

Já os valores obtidos através do *website* mostram variações máximas de 124% para a gama de caudais estudada. Para melhor compreensão desta observação apresenta-se o gráfico a seguir onde se relacionam os custos estimados pelo AEE e pelo *website* com o caudal de água admitido à bomba.

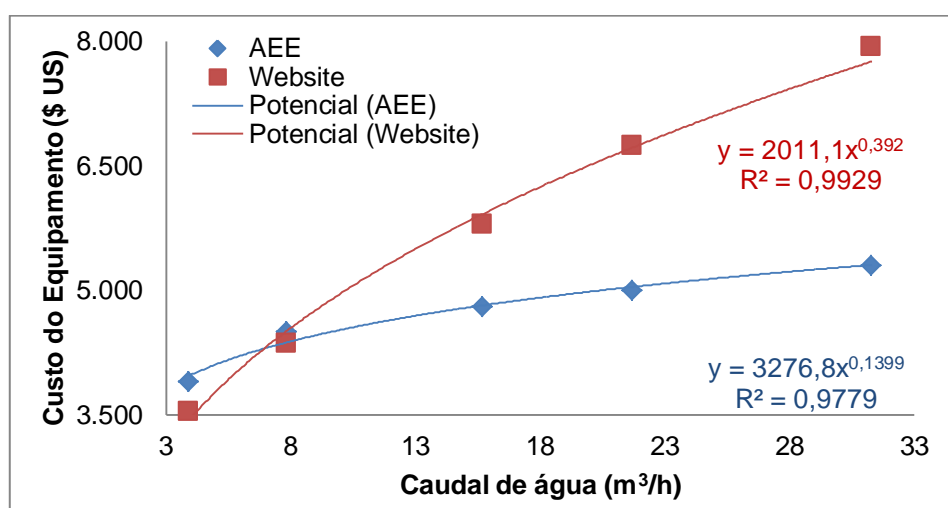


Figura 29 – Custo do Equipamento vs Caudal de água, através do AEE e do *website* em estudo.

Tal como no estudo 2.1.7, este método evidencia uma relação potencial entre o caudal de líquido e o custo do equipamento. No entanto, as equações de ajuste resultantes diferem nos seus parâmetros, o que justifica o afastamento dos valores apresentados na Tabela 49.

Em suma, este estudo reafirma a não adequação do método de Towler & Sinnott à obtenção de estimativas de custos de bombas centrífugas nestas condições e evidencia a limitação da aplicação do método da McGraw Hill a caudais inferiores a 31 m³/h.

## 3.2. Compressores

Para este tipo de equipamento foram anteriormente realizados os seguintes estudos:

- 2.2.1 – Tipo de Compressores – página 38.
- 2.2.2 – Caudal de Gás – página 40.
- 2.2.3 – Diferença de Pressão – página 42.
- 2.2.4 – Tipo de Accionamento – página 43.
- 2.2.5 – Potência do Motor – página 44.

O método em Towler & Sinnott apenas não possibilita a recriação do estudo relativo ao tipo de accionamento do compressor – 2.2.4. Para os restantes estudos utilizam-se duas curvas diferentes apresentadas para compressores centrífugos e de pistão, esta última apenas para o estudo 2.2.1. Ambas dependem da potência do compressor.

O método disponível no *website* em estudo não permite apenas estimar o custo de um compressor sem contabilizar o equipamento de fornecimento de energia, não se podendo assim comparar com as estimativas obtidas pelo AEE para o compressor K-112 do estudo 2.2.4.

Tal como no capítulo anterior, as estimativas provenientes das curvas em Towler & Sinnott são actualizadas para 2013 com recurso ao CEPCI geral deste ano. Já os resultados obtidos pelo *website* são corrigidos com o CEPCI geral nuns casos e o CEPCI específico para bombas e compressores noutros, escolhendo-se para cada caso aquele que leva a resultados com menores diferenças relativamente aos valores obtidos pelo AEE. Esta selecção será devidamente identificada no decorrer dos seguintes estudos.



### 3.2.1. Tipo de Compressores

Repetiram-se as estimativas de custos ensaiadas em 2.2.1, onde se analisam as diferenças de custos de um compressor de pistão (K-100) e dois compressores centrífugos (K-101 e K-102). Os resultados obtidos apresentam-se na tabela a seguir.

Tabela 50 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.2.1.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>K-100: EAC SINGLE 1 S</b>	112.900	375.524	155.163 <sup>(1)</sup>	233%	37%
<b>K-101: DGC CENTRIF IG</b>	469.100	977.994	178.029 <sup>(2)</sup>	108%	-62%
<b>K-102: DGC CENTRIF</b>	1.051.900	977.994	178.029 <sup>(2)</sup>	-7%	-83%

<sup>(1)</sup>Correcção com recurso ao CEPCI geral.

<sup>(2)</sup>Correcção com recurso ao CEPCI para bombas e compressores.

Apesar da exclusividade da aplicação da curva em Towler & Sinnott para compressores de pistão, a diferença encontrada relativamente à estimativa devolvida pelo AEE é muito elevada. Supõe-se que este resultado provenha da elevada especificidade do compressor simulado no AH. Lembra-se que foi seleccionado um compressor de pistão de um único estágio com condições de aplicação muito restritas ao nível dos caudais e pressões permitidos (caudais entre 75 e 1.100 ft<sup>3</sup>/h e pressões entre 90 e 150 psig). Acredita-se que o desenvolvimento da curva apresentada em Towler & Sinnott para compressores de pistão se tenha sustentado em equipamentos com gamas mais vastas de aplicação, justificando-se assim a diferença encontrada entre os dois métodos. Para os compressores centrífugos estudados, a curva em Towler & Sinnott apenas apresentou valores aceitáveis para o compressor de características mais gerais e condições de aplicação mais abrangentes, o equipamento K-102. Desta forma conclui-se que esta é uma ferramenta adequada para estimativas menos rigorosas, como as de ordem de magnitude, para o estudo de custos de equipamentos gerais.

Já as estimativas realizadas com recurso ao *website* não revelam discrepâncias tão elevadas. No entanto, apenas o resultado relativo ao compressor de pistão K-100 apresenta uma diferença inferior a 50%. Pela tabela percebe-se também que, ao contrário do método analisado anteriormente, as menores discrepâncias são observadas para os equipamentos de condições de trabalho mais específicas. Para conhecer a gama de aplicações deste método, experimentaram-se as potências máximas admitidas para as curvas em Towler & Sinnott nos compressores disponibilizados no *website*. Verificou-se que o limite máximo de potência admitido no

*website* para compressores de pistão é de 6.000 kW, bastante inferior ao limite máximo de 16.800 kW tolerado pelas curvas de Towler & Sinnott. O mesmo se verificou para os compressores centrífugos, onde o limite máximo aceite no *website* é novamente 6.000 kW e em Towler & Sinnott este limite chega aos 30.000 kW. Confirma-se assim que a aplicação da plataforma *on-line* visa aplicações mais restritas, o que justifica os resultados mais aproximados aos valores obtidos pelo AEE. Porém, as diferenças encontradas para os compressores centrífugos são demasiado elevadas mesmo para a realização de estimativas de ordem de grandeza.

### 3.2.2. Caudal de Gás

Neste subcapítulo repetiram-se as estimativas económicas realizadas no estudo 2.2.2 onde se fez variar o caudal de gás admitido ao compressor. Uma vez que os métodos empíricos estudados se baseiam na potência do compressor foi necessário consultar as tabelas de dimensionamento devolvidas pelo AEE. Os resultados das estimativas são mostrados na tabela a seguir, onde se acrescenta a potência de cada compressor.

Tabela 51 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.2.2.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>K-103: 999 ft<sup>3</sup>/min 405 kW</b>	834.700	1.398.413	600.051 <sup>(2)</sup>	68%	-28%
<b>K-104: 829 ft<sup>3</sup>/min 336 kW</b>	811.900	1.315.627	503.219 <sup>(2)</sup>	62%	-38%
<b>K-105: 1.658 ft<sup>3</sup>/min 672 kW</b>	904.900	1.675.694	967.648 <sup>(2)</sup>	85%	7%
<b>K-106: 3.316 ft<sup>3</sup>/min 1.344 kW</b>	1.025.900	2.221.453	1.140.421 <sup>(1)</sup>	117%	11%
<b>K-107: 6.632 ft<sup>3</sup>/min 2.688 kW</b>	1.266.500	3.048.668	2.193.168 <sup>(1)</sup>	141%	73%

<sup>(1)</sup>Correcção com recurso ao CEPCI geral de equipamento.

<sup>(2)</sup>Correcção com recurso ao CEPCI para bombas e compressores.

Numa análise inicial da tabela verifica-se que todos os valores calculados pelo método em Towler & Sinnott têm afastamentos superiores a 50% relativamente aos resultados obtidos pelo AEE. É ainda de notar que essa diferença aumenta com o aumento do caudal (ou da potência requerida). Conclui-se portanto que este método empírico não se adequa às condições de trabalho estudadas neste exemplo.

Já as estimativas alcançadas pelo *website* demonstram discrepâncias aceitáveis para estimativas de ordem de magnitude para todos os casos excepto para K-107 onde se ensaiou o maior caudal. Estes resultados sugerem assim que, para o sistema em estudo, este método permite a obtenção de estimativas de ordem de magnitude para potências até um determinado valor compreendido entre 1.340 e 6.600 kW.

Tal como no estudo 2.2.2, também os custos determinados pelos métodos empíricos exibem correlações potenciais com o caudal admitido ao compressor, ilustradas na figura abaixo.

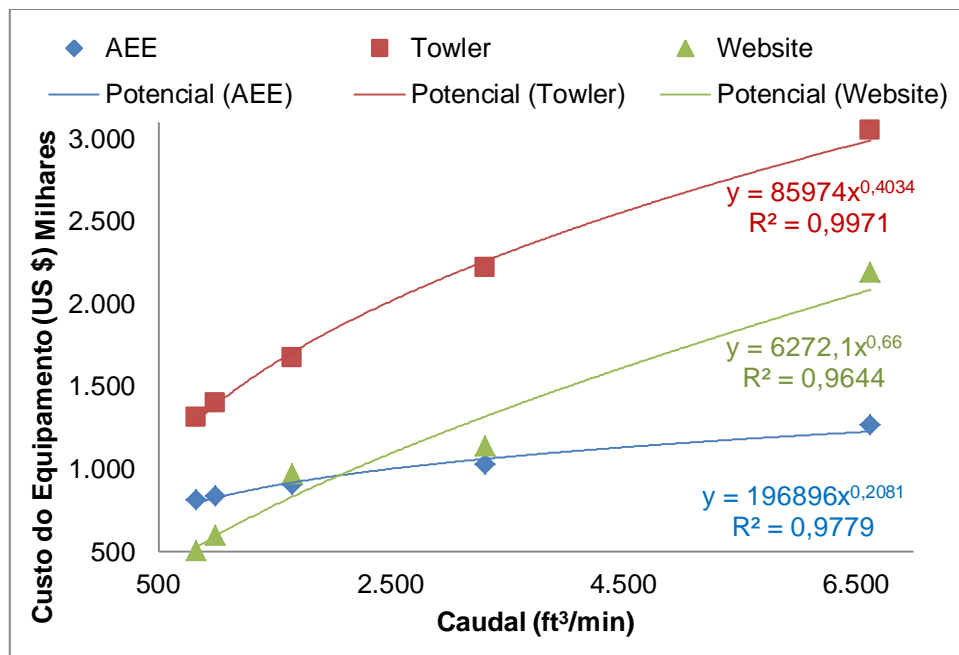


Figura 30 – Custo do Compressor vs Caudal, através dos métodos estudados.

A ilustração do comportamento dos custos determinados pelos três métodos evidencia o crescimento mais ténue da curva obtida com os resultados devolvidos pelo AEE. Este gráfico sugere ainda que o método de Towler & Sinnott poderá ser adequado para a realização de estimativas de custos de ordem de grandeza de compressores com potências inferiores à mínima estudada (336 kW).

### 3.2.3. Diferença de Pressão

Na tabela a seguir mostram-se os resultados das estimativas de custos obtidas para os equipamentos estudados em 2.2.3, onde se analisou a influência da diferença de pressão nos custos de compressores. Acrescentam-se ainda as potências dos equipamentos, consultadas nas tabelas de parâmetros de dimensionamento devolvidas pelo AEE.

Tabela 52 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.2.3.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>K-103: 100 psi – 543 kW</b>	834.700	1.398.413	600.051 <sup>(2)</sup>	68%	-28%
<b>K-108: 150 psi – 790 kW</b>	924.000	1.595.055	854.318 <sup>(2)</sup>	73%	-8%
<b>K-109: 200 psi – 1.022 kW</b>	975.200	1.759.013	1.090.172 <sup>(2)</sup>	80%	12%
<b>K-110: 250 psi – 1.243 kW</b>	1.006.700	1.901.120	1.310.977 <sup>(2)</sup>	89%	30%
<b>K-111: 300 psi – 1.453 kW</b>	1.075.600	2.027.242	1.519.253 <sup>(2)</sup>	88%	41%

<sup>(2)</sup>Correcção com recurso ao CEPCI para bombas e compressores.

Novamente, os resultados obtidos pelo método em Towler & Sinnott mostram discrepâncias superiores a 50%, não se considerando por isso adequado para estes casos de estudo.

Contrariamente, os resultados alcançados pelo *website* não diferem dos estimados pelo AEE em mais de 30%, sendo assim adequado aos sistemas em análise. Relembrando as observações mencionadas no subcapítulo anterior (3.2.2) sobre a potência máxima que viabiliza estimativas de ordem de grandeza através do *website*, percebe-se que as potências analisadas neste estudo se encontram dentro da gama de aplicação anteriormente definida.

Analogamente a 2.2.3. representa-se na figura a seguir a relação entre os custos dos compressores e a diferença de pressão realizada.

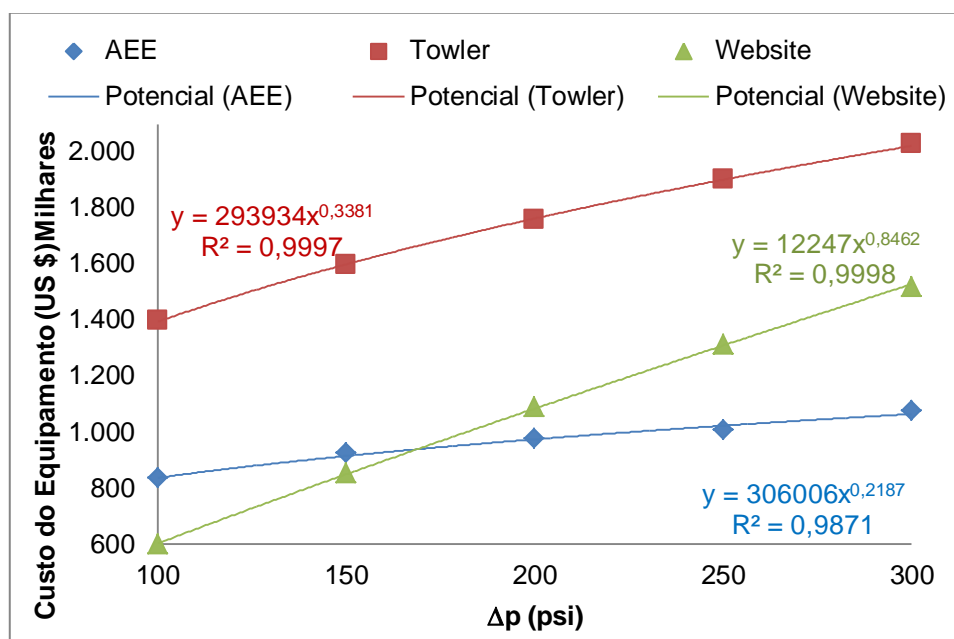


Figura 31 – Custo do Compressor vs Δp, através dos métodos estudados.

Tal como no estudo anterior, o crescimento mais ténue dos custos estimados pelo AEE é evidenciado com a sua representação gráfica. Esta sugere ainda que a utilidade do *website* para o cálculo de estimativas de ordem de grandeza não exceda muito as gamas de pressão estudadas, uma vez que a sua curva tende a afastar-se da curva de custos do AEE tanto para o limite inferior como para o superior.

### 3.2.4. Tipo de Accionamento

A reprodução do subcapítulo 2.2.4 recorre apenas ao *website* publicado pela McGraw Hill, uma vez que o método descrito em Towler & Sinnott não especifica o tipo de accionamento do compressor. No entanto, os resultados obtidos para os equipamentos K-114 e K115 realizam-se através da mesma ferramenta da plataforma, onde o equipamento é apenas definido como Centrifugal-Turbine, não especificando o tipo de turbina. Os resultados alcançados são mostrados na tabela a seguir.

Tabela 53 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.2.4.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>K-103: MOTOR</b>	834.700	-	600.051 <sup>(2)</sup>	-	-28%
<b>K-113: GAS ENGINE</b>	840.200	-	427.986 <sup>(2)</sup>	-	-49%
<b>K-114: TURBINE</b>	862.800	-	721.232 <sup>(2)</sup>	-	-16%
<b>K-115: GAS TURBINE</b>	1.732.400	-	721.232 <sup>(2)</sup>	-	-58%

<sup>(2)</sup>Correcção com recurso ao CEPCI para bombas e compressores.

Pela análise da tabela acima confirma-se a possibilidade da utilização do *website* como ferramenta de estimativas de custos de ordem de magnitude para todos os equipamentos à excepção de K-115: compressor movido a turbina a gás. A comparação dos resultados obtidos para K-114 e K-115 sugerem que a ferramenta Centrifugal-Turbine disponível no *website* se refira a compressores movidos por uma turbina a vapor.

Apesar da adequação deste método para os equipamentos ensaiados, é necessário salientar que enquanto o AEE apresenta variações máximas dos custos de 11%, os resultados do *website* dispersam em cerca de 69%. Isto suscita alguma insegurança na utilização deste método para outros sistemas.

### 3.2.5. Potência do Motor

Neste subcapítulo determinam-se novas estimativas de custos para os equipamentos estudados em 2.2.5, onde se analisou a variação dos custos dos compressores com a potência do motor anexo. Na tabela a seguir mostram-se os resultados alcançados.

Tabela 54 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.2.5.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>K-103: 543 hp</b>	834.700	1.398.413	600.051 <sup>(2)</sup>	68%	-28%
<b>K-116: 600 hp</b>	845.900	1.446.577	659.305 <sup>(2)</sup>	71%	-22%
<b>K-117: 700 hp</b>	865.100	1.526.923	762.566 <sup>(2)</sup>	77%	-12%
<b>K-118: 800 hp</b>	884.300	1.602.788	864.992 <sup>(2)</sup>	81%	-2%
<b>K-119: 900 hp</b>	902.000	1.674.942	966.560 <sup>(2)</sup>	86%	7%

<sup>(2)</sup> Correção com recurso ao CEPCI para bombas e compressores.

Novamente, o método em Towler & Sinnott mostra-se desadequado para o sistema em estudo uma vez que todas as estimativas obtidas diferem em mais de 50% relativamente aos valores determinados pelo AEE. Já os resultados alcançados pelo *website* revelam-se bastante satisfatórios, diferindo em menos de 30% relativamente aos custos obtidos pelo AEE.

Tal como no estudo 2.2.5, os custos calculados pelos métodos empíricos apresentam correlações lineares entre a potência do motor e o custo do respectivo compressor.

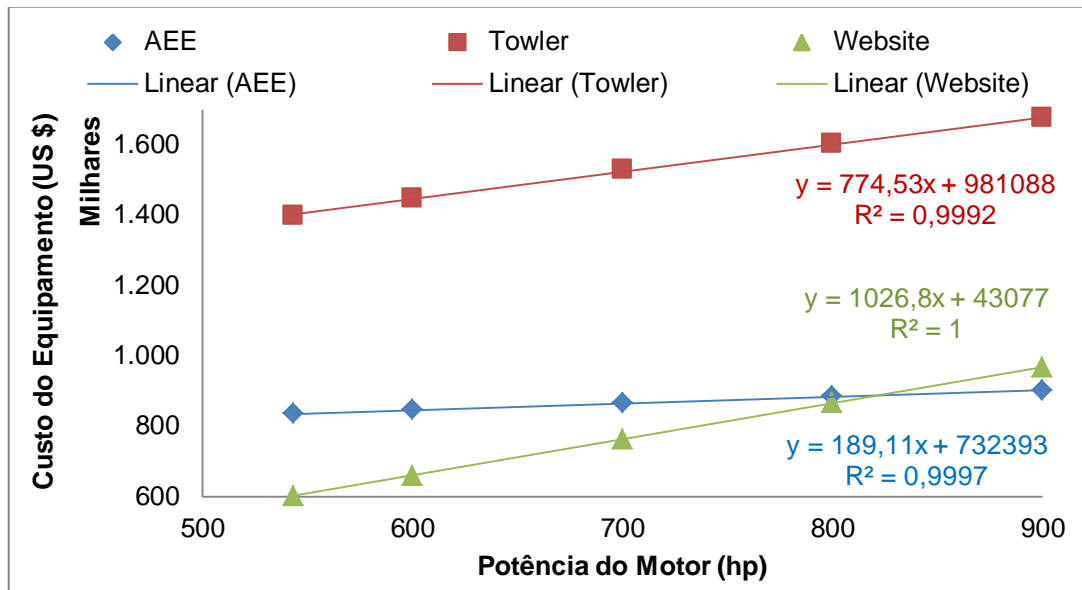


Figura 32 – Custo do Compressor vs Potência do Motor, através dos métodos estudados.

O gráfico permite notar que, tal como observado anteriormente nos pontos 3.2.2 e 0, o crescimento das curvas obtidas pelos métodos empíricos é consideravelmente mais acentuado que o observado para a curva referente ao AEE, sendo a linha de ajuste dos valores obtidos pelo *website* a que apresenta maior crescimento.

### 3.3. Permutadores de Calor

No capítulo 2.3 estimaram os custos de vários permutadores de calor onde se estudaram a influência dos seguintes parâmetros:

- 2.3.1 – Modelos de Transferência de Calor – página 48
- 2.3.2 – Área de Transferência de Calor – página 51
- 2.3.3 – Desenho do Permutador – Tipo TEMA – página 53
- 2.3.4 – Tipo de Ebulidor – página 55
- 2.3.5 – Tipo de Condensador – página 57

Uma vez que a variável do estudo 2.3.1 consiste num parâmetro de cálculo do simulador de processos, este não foi reproduzido.

Em Towler & Sinnott são disponibilizadas seis curvas para seis tipos de permutador:

- Permutador de casco e tubos com tubos em U;
- Permutador de casco e tubos com cabeça flutuante;
- Permutador de tubo duplo;
- Ebulidor termossifão;
- Ebulidor Kettle de tubos em U;
- Permutador de placas.

Assim apenas se dispõe de duas configurações para permutadores de casco e tubos e dois tipos de ebulidores para comparação com as várias configurações estudadas ao longo do capítulo 2.3. Relembrando que o AH define o desenho dos permutadores de calor pela nomenclatura TEMA, a reprodução dos estudos do capítulo 2.3 requer a consideração de algumas aproximações que serão devidamente descritas no decorrer dos estudos seguintes.

No *website* publicado pela McGraw Hill apresentam-se mais hipóteses de estudo:

- Refrigeração a ar;
- Permutador de tubo duplo;
- Permutador de casco e tubos com alhetas e cabeça flutuante;
- Permutador de tubos fixos;
- Permutador de cabeça flutuante;
- Permutador de tubos múltiplos;



- Permutador de placas;
- Permutador de paredes raspadas;
- Permutador de tubos em espiral;
- Permutador de tubos em U;
- Condensador barométrico;
- Condensador de *spray* multijacto;
- Tanque ventilado;
- Ebulidor Kettle.

Apesar da maior variedade de selecção, este método também apresenta algumas limitações ao nível do desenho do equipamento na comparação com os estudos desenvolvidos através do AH uma vez que não define os permutadores pela nomenclatura TEMA.

Atendendo às limitações relativas à geometria dos equipamentos apresentadas pelos dois métodos empíricos em estudo, o critério de selecção das opções disponíveis baseou-se nas semelhanças entre desenhos. As aproximações particulares serão referenciadas ao longo dos subcapítulos seguintes.

O *website* não permitiu ainda a reprodução do estudo 2.3.5 pelo facto dos valores de ATC ensaiados não atingirem o valor mínimo de aplicação deste método.

Os resultados alcançados pelo método em Towler & Sinnott foram actualizados para o ano de 2013 com recurso ao CEPCI geral desse ano. Já os valores obtidos pelo *website* foram corrigidos para o mesmo ano mas recorrendo ao CEPCI específico para permutadores de calor e tanques nos subcapítulos 0 e 0 e ao CEPCI geral de 2013 no estudo 3.3.3. Mais uma vez estas correcções visam aproximar os resultados aos valores obtidos pelo AEE.

### 3.3.1. Área de Transferência de Calor

No estudo 2.3.2 analisa-se o efeito da alteração da ATC nos custos dos permutadores, através da manipulação dos caudais das correntes e fixando a temperatura de saída da água de refrigeração. Relembra-se que a geometria pré-definida pelo AH é uma configuração BEM. Das opções disponíveis em Towler & Sinnott, considera-se que a geometria menos diferente é a de um permutador de tubos em U, por ser a única configuração de cabeça fixa. No *website* tem-se a opção Permutador de tubos fixos.

Na tabela a seguir mostram-se as estimativas de custos resultantes.

Tabela 55 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.3.2.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
E-100: 347 ft <sup>2</sup>	17.000	33.517	10.289	97%	-39%
E-106: 440 ft <sup>2</sup>	19.400	34.747	11.749	79%	-39%
E-107: 574 ft <sup>2</sup>	22.600	36.603	13.679	62%	-39%
E-108: 720 ft <sup>2</sup>	26.500	38.724	15.640	46%	-41%

Os resultados apresentados na tabela sugerem que a aproximação de geometrias considerada anteriormente para realização das estimativas pela curva de Towler & Sinnott não é válida uma vez que, à excepção de E-108, todos apresentam discrepâncias superiores a 50% relativamente aos valores determinados pelo AEE. Mesmo o permutador E-108 exibe um custo superior em 46%, muito próximo do valor considerado como aceitável numa estimativa preliminar.

As estimativas calculadas com recurso ao *website* mostram uma diferença em relação ao AEE quase fixa, variando apenas entre 39 e 41%. Sendo estes valores inferiores a 50%, admite-se que este recurso é apropriado à realização de estimativas de custos de ordem de grandeza. Também a dispersão dos resultados não diferiu muito da encontrada para o AEE, observando-se um aumento dos custos em 52% de E-100 para E-108 (contra 56% de variação de custos estimados pelo AEE)

Pelo gráfico seguinte confirma-se que também os custos estimados pelos métodos empíricos têm uma relação linear com a ATC do permutador, tal como observado anteriormente no estudo 2.3.2.

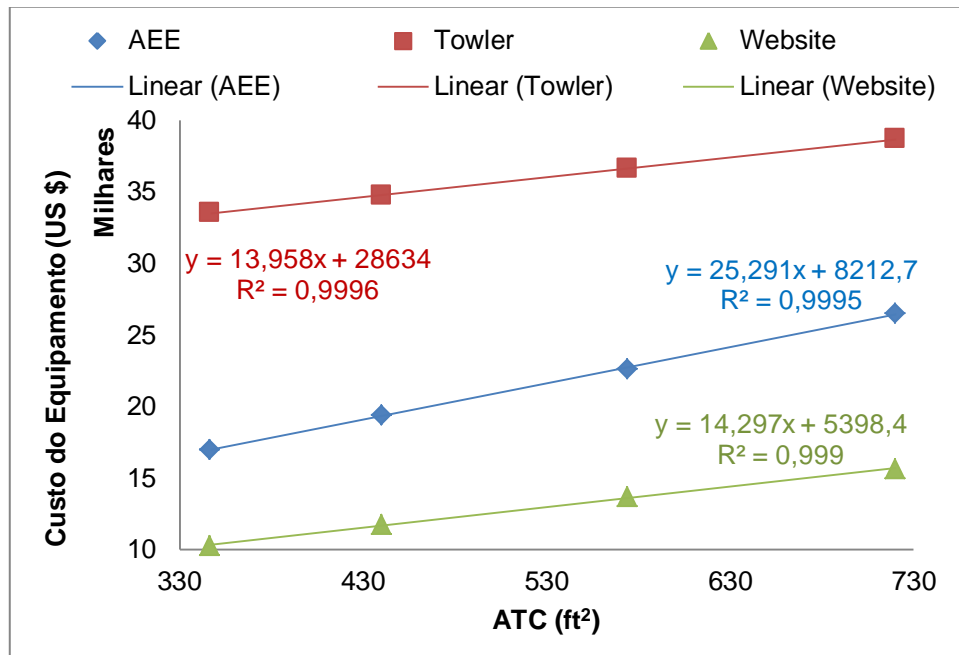


Figura 33 – Custo do Permutador vs ATC, através dos métodos estudados.

Pelo gráfico acima pode-se confirmar que qualquer um dos métodos estudados neste trabalho descreve uma relação linear entre o custo de um permutador e a ATC. A recta ilustrada para o método de Towler & Sinnott sugere que a equação definida na bibliografia para permutadores de tubos em U talvez possa ser utilizada para permutadores do tipo BEM para ATC superiores às estudadas, uma vez que o seu crescimento é mais ténue que a linha que descreve os custos obtidos pelo AEE. Contrariamente, a função encontrada com os dados do *website* tem tendência a afasta-se desta última.

De um modo geral conclui-se que, para as condições estudadas, apenas o *website* permite a obtenção de estimativas de ordem de magnitude.

### 3.3.2. Desenho do Permutador

Para simplificação da apresentação das aproximações consideradas para a recriação das estimativas realizadas em 2.3.3, apresenta-se a tabela a seguir.

Tabela 56 – Equivalências consideradas para reprodução das estimativas de custos em 2.3.3.

Tipo (AEE)	TEMA	Equivalência Towler	Equivalência Website
<b>BEM</b>		Permutador de tubos em U	Permutador de tubos fixos
<b>AEM</b>		Permutador de tubos em U	Permutador de tubos fixos
<b>BEP</b>		Permutador de casco e tubos com cabeça flutuante	Permutador de cabeça flutuante
<b>AEP</b>		Permutador de casco e tubos com cabeça flutuante	Permutador de cabeça flutuante
<b>BFM</b>		Permutador de tubos em U	Permutador de tubos fixos
<b>AFM</b>		Permutador de tubos em U	Permutador de tubos fixos

Os resultados alcançados apresentam-se na tabela a seguir.

Tabela 57 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.3.3.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>E-100: BEM</b>	17.000	33.517	10.322	97%	-39%
<b>E-109: AEM</b>	17.800	33.517	10.322	88%	-42%
<b>E-110: BEP</b>	17.100	38.386	17.443	124%	2%
<b>E-111: AEP</b>	18.000	38.386	17.443	113%	-3%
<b>E-112: BFM</b>	20.500	33.064	9.759	61%	-52%
<b>E-113: AFM</b>	22.000	33.064	9.759	50%	-56%

Pelos valores encontrados pode-se assumir que o método em Towler & Sinnott não tem especificidade suficiente para permitir estimativas com erros aceitáveis no estudo destas geometrias.

Recorrendo ao *website* verifica-se que a aproximação de um permutador BFM ou AFM a um permutador de tubos fixos não é adequada uma vez que os resultados alcançados mostraram diferenças superiores a 50% relativamente aos custos obtidos pelo AEE. Já as restantes aproximações revelam-se adequadas para a realização de estimativas de ordem de magnitude, destacando-se a elevada precisão das estimativas de custos de permutadores de cabeça flutuante. Salienta-se ainda a maior variação de custos obtidos por este método (79% entre E-112 e E-110) comparativamente ao AEE (29% entre E-100 e E-113), o que gera algum desconforto na utilização desta ferramenta.

Relembre-se no entanto que o objectivo da realização do estudo 2.3.3 consistiu em perceber a influência da alteração do tipo de cabeças dianteiras e traseiras e do tipo de casco nos custos dos equipamentos. Porém, os métodos empíricos abordados neste trabalho não fazem esta distinção, não podendo assim serem considerados adequados para a tomada de decisões relativas ao tipo de extremidades e de casco.

### 3.3.3. Tipo de Ebulidor

A reprodução do estudo 2.3.4 é limitada pela plataforma disponível no *website*, uma vez que só apresenta a hipótese de estimar custos para ebulidores Kettle e não para Termossifões.

Mesmo para a realização das restantes estimativas foi necessário fazer algumas aproximações.

Tabela 58 – Equivalências consideradas para reprodução das estimativas de custos em 2.3.4.

Tipo TEMA (AEE)	Equivalência Towler	Equivalência Website
<b>E-114: BKT</b>	Ebulidor Kettle de tubos em U	Ebulidor Kettle
<b>E-115: BKU</b>	Ebulidor Kettle de tubos em U	Ebulidor Kettle
<b>E-116: V-FXD BEM</b>	Ebulidor termossifão	
<b>E-117: H-FXD BJM</b>	Ebulidor termossifão	
<b>E-118: H-FLOT BJP</b>	Ebulidor termossifão	
<b>E-119: H-UTUB BJU</b>	Ebulidor termossifão	

Na tabela a seguir mostram-se os resultados obtidos.

Tabela 59 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.3.4.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>E-114: BKT</b>	13.800	34.360	36.171	149%	162%
<b>E-115: BKU</b>	13.300	34.360	36.171	158%	172%
<b>E-116: V-FXD BEM</b>	10.800	34.124	-	216%	-
<b>E-117: H-FXD BJM</b>	10.900	34.060	-	212%	-
<b>E-118: H-FLOT BJP</b>	11.000	34.060	-	210%	-
<b>E-119: H-UTUB BJU</b>	11.300	34.060	-	201%	-

Observando os valores alcançados nota-se claramente que nenhum dos métodos empíricos abordados se adequa à estimativa de ebulidores nas condições estudadas. Destaca-se ainda o facto do método em Towler & Sinnott disponibilizar apenas uma curva para realização de estimativas de custos de ebulidores Kettle de tubos em U. O

*website* referencia um ebulidor Kettle, não especificando o desenho do mesmo. Posto isto pode-se concluir que os métodos empíricos poderão conduzir a erros de estimativas demasiado elevados.

### 3.3.4. Tipo de Condensador

Tal como já referido no início deste capítulo, em 0, não é possível estimar os custos dos equipamentos do estudo 2.3.5 através do *website* pelo facto das ATC ensaiadas serem inferiores ao limite mínimo admitido. As estimativas realizadas por Towler & Sinnott são calculadas recorrendo à única equação disponibilizada para permutadores de cabeça flutuante. Os resultados apresentam-se na tabela a seguir.

Tabela 60 – Comparação dos Custos dos Equipamentos estudados em 2.3.5.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
E-120: BEP V S	10.600	34.500	-	225%	-
E-121: BJP V S	10.800	34.500	-	219%	-
E-122: BEP H T	10.500	34.431	-	228%	-
E-123: BJP H T	10.600	34.400	-	225%	-
E-124: BEP V T	10.500	34.423	-	228%	-
E-125: BJP V T	10.600	34.408	-	225%	-
E-126: BEP H S	12.100	34.618	-	186%	-
E-127: BJP H S	10.700	34.510	-	223%	-

Para além da não distinção entre os diferentes desenhos dos permutadores abordados, o método de Towler & Sinnott revela ainda custos extremamente superiores aos obtidos pelo AEE, não se considerando assim adequado para as estimativas de custos destes equipamentos.

### 3.4. Colunas de Destilação

No capítulo 2.4 foram realizadas estimativas de custos de colunas de destilação, incluindo os respectivos permutadores, alterando-se os seguintes parâmetros:

- 2.4.1 – Número de Pratos – página 63
- 2.4.2 – Tipo de Interior – página 67
- 2.4.3 – Pressão de Funcionamento – página 71
- 2.4.4 – Composição da Alimentação – página 75

Para a aplicação de ambos os métodos empíricos abordados neste trabalho é necessário saber que o material de construção das colunas de destilação simuladas é o aço-carbono A515, pré-definido pelo *software* (consultado no Manual de Utilizador do Icarus).

Das curvas disponibilizadas em Towler & Sinnott (consultar Anexo I - Curvas de Equipamentos Adquiridos ) foram utilizadas as equações referentes a:

- Reservatórios pressurizados verticais de aço-carbono;
- Pratos Perfurados;
- Pratos de Válvulas;
- Pratos de Campânulas;
- Enchimento com Anéis de Pall em aço-inoxidável 304;
- Permutadores de Calor de Casco e Tubos em U.

A primeira curva referida baseia-se no peso do casco do equipamento, estando este limitado a uma gama entre 160 kg e 250 toneladas, o que permite a sua aplicação a todos os casos estudados anteriormente sem quaisquer restrições. Também as equações referentes aos diferentes tipos de pratos não apresentam restrições de aplicação. Já o enchimento estudado em 2.4.2, anéis de balastro, não tem equação definida em Towler & Sinnott. Como alternativa recorre-se à equação disponibilizada para Anéis de Pall por se considerar o mais parecido com os anéis de balastro, entre as hipóteses disponíveis. Tal como nos estudos anteriores sobre permutadores de calor, também neste capítulo se assemelhou um permutador do tipo BEM (pré-definido pelo simulador) a um permutador de casco e tubos em U para realização das estimativas através deste método.

As estimativas realizadas através do *website* recorreram às hiperligações dos equipamentos definidos como:

- Colunas de aço-carbono, baseadas no peso do equipamento;
- Pratos perfurados, pratos de válvulas e pratos de campânulas de aço-carbono, que se apoiam no diâmetro da coluna e no número de pratos;
- Enchimento, baseado no diâmetro da coluna através da selecção do valor mais adequado entre as opções disponibilizadas;
- Permutador de calor de tubos fixos de aço-carbono, através da definição da ATC e da selecção da pressão de funcionamento entre as opções disponíveis.

No entanto, esta plataforma não permite a realização de estimativas de custos de colunas com peso superior a 26 toneladas nem de permutadores de calor com ATC superiores a 635 m<sup>2</sup>. Estas restrições impossibilitam a recriação de algumas das estimativas efectuadas no capítulo 2.4, adiante identificadas no decorrer dos respectivos estudos.

Tal como nos capítulos anteriores, actualizaram-se os valores obtidos pelos métodos empíricos para o ano de 2013 recorrendo aos CEPCI que permitiram maior aproximação entre os resultados empíricos e os resultados obtidos pelo AEE. Os valores obtidos por Towler & Sinnott foram corrigidos com o CEPCI geral de 2013. Em relação ao *website*, exceptuando as estimativas de custos dos permutadores de calor onde se utilizou o CEPCI específico para este tipo de equipamentos, e da coluna de destilação com enchimento onde se recorreu ao CEPCI específico de equipamentos (coluna) e de suportes estruturais & diversos (enchimento), todos os restantes resultados obtidos foram também corrigidos com o CEPCI geral de 2013.

Nos subcapítulos seguintes será repetido o método de análise executado no capítulo 2.4, ou seja, uma análise inicial dos custos referentes somente às colunas de destilação (excluindo permutadores), seguida da análise dos permutadores e finalizando-se com o estudo dos custos das unidades de destilação completas (coluna e respectivos permutadores de calor).



### 3.4.1. Número de Pratos

No estudo desenvolvido em 2.4.1 estudou-se a influência do número de pratos nos custos de uma coluna de destilação. Apresenta-se inicialmente a tabela de comparação dos custos estimados somente para as colunas de destilação, excluindo os respectivos permutadores.

Tabela 61 – Comparação dos Custos das Colunas estudadas em 2.4.1.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
T-100: 30 pratos	160.900	184.108	163.533	14%	2%
T-101: 20 pratos	126.500	154.308	140.004	22%	11%
T-102: 15 pratos	154.500	207.259	174.499	34%	13%
T-103: 25 pratos	140.900	163.277	147.963	16%	5%

A análise da tabela anterior permite concluir que qualquer um dos métodos empíricos permite a obtenção de estimativas de ordem de grandeza. Observa-se ainda uma maior exactidão dos resultados obtidos pelo *website*.

As variações máximas dos resultados obtidos por cada um dos métodos empíricos são de 34% para Towler & Sinnott e de 25% para o *website*, amplitudes bastante próximas da encontrada para o AEE (27%).

Também os custos estimados pelos métodos empíricos podem ser descritos por correlações lineares com o número de pratos da coluna, para uma gama entre 20 a 30 pratos, tal como ilustrado abaixo.

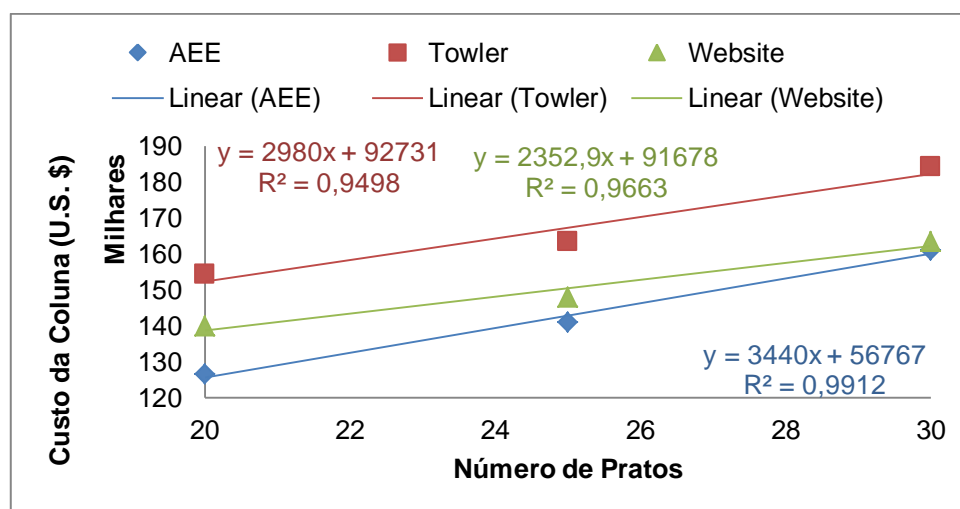


Figura 34 – Custos da Coluna de Destilação vs Número de Pratos, para os três métodos de estimativa de custos.

Tal como em 2.4.1, a introdução dos valores referentes à coluna de 15 pratos não permite a obtenção de correlações lineares com erros aceitáveis. Uma vez que os métodos empíricos não devolvem qualquer informação sobre o dimensionamento das colunas, não é possível confirmar se a razão da não linearidade incluindo T-102 se relaciona com o seu diferente diâmetro (como observado através do AH). Assim sendo, o comportamento das rectas da Figura 34 – Custos da Coluna de Destilação vs Número de Pratos, para os três métodos de estimativa de custos, não possibilita previsões para valores de número de pratos fora dos ensaiados.

Na tabela a seguir apresentam-se as estimativas calculadas para os permutadores das colunas ensaiadas neste estudo.

**Tabela 62 – Comparação dos Custos dos Permutadores estudados em 2.4.1.**

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>Condensador de T-100</b>	15.300	34.014	10.208	122%	-33%
<b>Ebulidor de T-100</b>	118.900	153.131	61.996	29%	-48%
<b>Condensador de T-101</b>	17.300	35.614	11.846	106%	-32%
<b>Ebulidor de T-101</b>	138.500	182.389		32%	
<b>Condensador de T-102</b>	28.800	46.065	19.993	60%	-31%
<b>Ebulidor de T-102</b>	287.200	402.390		40%	
<b>Condensador de T-103</b>	16.500	34.378	10.590	108%	-36%
<b>Ebulidor de T-103</b>	123.100	158.969	63.617	29%	-48%

Observando os resultados obtidos pela equação de Towler & Sinnott para permutadores de casco e tubos em U percebe-se que a sua aplicação para o cálculo de estimativas de custos de permutadores do tipo BEM é desadequada, tal como já observado no capítulo 0, uma vez que os melhores resultados apresentam discrepâncias entre 29% e 40% relativamente aos valores determinados pelo AEE. Apesar dos valores obtidos para os ebulidores se adequarem a estimativas de ordem de grandeza, as elevadas diferenças encontradas para os condensadores suscitam alguma insegurança na utilização deste método para este tipo de permutadores.

Já as estimativas obtidas pelo *website* revelam-se aceitáveis para a realização de estimativas numa fase inicial do desenvolvimento de um processo. No entanto esta plataforma não permite estimar os custos dos ebulidores de T-101 e T-102 por

limitação da ATC (recorda-se que o *website* permite apenas estimar os custos de permutadores de calor de tubos fixos com ATC inferiores a 635 m<sup>2</sup>).

As amplitudes da variação de custos relativas aos condensadores são de 35% através do método em Towler & Sinnott e 96% pelo *website*. Respectivamente, as amplitudes de custos dos ebulidores são de 163% e 3%. Apesar do método de Towler & Sinnott não apresentar resultados fidedignos, consegue transmitir a relevância dos custos do ebulidor em relação aos custos da própria coluna (rever amplitude dos custos das colunas). As amplitudes dos resultados obtidos pelo *website* conduzem à conclusão exactamente oposta. Note-se no entanto que esta observação poderá ser consequência da não possibilidade de estimar os custos de dois dos quatro permutadores estudados.

Finalmente apresenta-se a tabela a seguir, com os valores totais estimados para as unidades de destilação anteriormente simuladas no AH.

**Tabela 63 – Comparação dos Custos das Unidades de Destilação estudadas em 2.4.1.**

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>T-100: 30 pratos</b>	295.200	371.253	235.737	26%	-20%
<b>T-101: 20 pratos</b>	282.300	372.310		32%	
<b>T-102: 15 pratos</b>	470.500	655.714		39%	
<b>T-103: 25 pratos</b>	280.500	356.623	222.170	27%	-21%

Para um estudo global dos custos envolvidos numa unidade de destilação, pode-se considerar que qualquer um dos métodos empíricos abordados é adequado à realização de estimativas de ordem de grandeza. No entanto é de notar que o método disponível no *website* limitou a reprodução de dois dos casos estudados no capítulo 2.4.1 uma vez que este não se aplica a permutadores de calor com ATC superiores a 635 m<sup>2</sup>.

### 3.4.2. Tipo de Interior

No capítulo 2.4.2 simularam-se quatro colunas de destilação distinguidas pelo seu interior (pratos perfurados, pratos de válvulas, pratos de campânulas e enchimento com anéis de balastro). Lembra-se que para a estimativa do custo da coluna T-106 foi utilizada a curva de Towler & Sinnott relativa ao enchimento com anéis de Pall de aço-inoxidável, uma vez que esta fonte não disponibiliza nenhuma equação para anéis de balastro. Recorda-se ainda que o valor obtido pelo *website* para a coluna T-106 foi corrigido para o ano de 2013 com recurso aos CEPCI específicos para equipamentos (coluna) e diversos (enchimento) por forma a aproximar o valor obtido do resultado alcançado através do AEE. As estimativas obtidas pelos três métodos são apresentadas na tabela a seguir.

Tabela 64 – Comparação dos Custos das Colunas estudadas em 2.4.2.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>T-100: PP</b>	160.900	184.108	163.795	14%	2%
<b>T-104: PV</b>	198.800	212.935	188.517	7%	-5%
<b>T-105: PC</b>	282.100	315.882		12%	
<b>T-106: EAB</b>	244.600	343.079	241.072	40%	-1%

Tal como no estudo anterior, os métodos empíricos abordados neste trabalho mostram-se adequados para a estimativa de custos das colunas ensaiadas anteriormente. Contudo é de notar que a estimativa dos custos de T-106 pela equação de Towler & Sinnott apresenta um desvio ao valor obtido pelo AEE bastante superior aos restantes casos. Este facto poderá ser consequência da aproximação considerada na aplicação da curva de estimativa do custo do enchimento. Note-se ainda que o *website* não permitiu a determinação do custo de T-105 uma vez que esta coluna exhibe um peso superior ao limite permitido por este método.

Determinam-se ainda variações máximas dos custos de 86% pelo método de Towler & Sinnott e de 47% para os resultados do *website*.

Para a análise dos custos dos permutadores de calor associados às colunas em estudo, apresenta-se a tabela a seguir.

Tabela 65 – Comparação dos Custos dos Permutadores estudados em 2.4.2.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
Condensador de T-100	15.300	34.005	10.193	122%	-33%
Ebulidor de T-100	118.900	152.871	61.920	29%	-48%
Condensador de T-104	15.300	34.017	10.208	122%	-33%
Ebulidor de T-104	131.900	172.380		31%	
Condensador de T-105	15.300	34.024	10.224	122%	-33%
Ebulidor de T-105	140.000	186.193		33%	
Condensador de T-106	15.300	33.991	10.177	122%	-33%
Ebulidor de T-106	109.000	135.753	56.922	25%	-48%

Analisando os valores da tabela referentes aos resultados obtidos pelas curvas de Towler & Sinnott verifica-se novamente a inadequação da aproximação de desenho considerada para os condensadores. As estimativas obtidas para os ebulidores mostram-se adequadas à realização de estudos preliminares para os sistemas em estudo, uma vez que os desvios relativos aos valores alcançados pelo AEE são inferiores a 50%.

Não foi possível estimar os custos dos ebulidores de T-104 e T-105 através do *website* devido à sua limitação de aplicação a permutadores com áreas inferiores a 635 m<sup>2</sup>. Contudo, as restantes estimativas exibem desvios aos valores obtidos pelo AEE inferiores a 50%, considerando-se portanto adequadas à obtenção de estimativas de ordem de grandeza.

Tal como no estudo anterior, a limitação da aplicação do *website* influi sob a análise das variações de custos dentro de cada método. No entanto, ambos os métodos mostraram variações perto de 0% para os condensadores, tal como o AEE.

Na tabela a seguir mostram-se os valores totais das unidades de destilação estudadas.

**Tabela 66 – Comparação dos Custos das Unidades de Destilação estudadas em 2.4.2.**

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>T-100: PP</b>	295.100	370.983	235.908	26%	-20%
<b>T-104: PV</b>	346.000	419.331		21%	
<b>T-105: PC</b>	437.400	536.099		23%	
<b>T-106: EAB</b>	368.900	512.823	308.171	39%	-16%

Tal como no estudo anterior, apesar das grandes discrepâncias de valores encontradas para os condensadores através do método de Towler & Sinnott, este pode ser considerado adequado para uma abordagem global das unidades de destilação estudadas. Esta observação é justificada pelo peso não significativo dos custos dos condensadores relativamente aos restantes equipamentos da mesma unidade de destilação.

Também as estimativas obtidas pelo *website* apresentam desvios aceitáveis relativamente aos valores alcançados pelo AEE. Porém este método permite estimar os custos totais das unidades T-104 e T-105.

### 3.4.3. Pressão de Funcionamento

Para comparação das estimativas de custos obtidas pelo AEE em 2.4.3, onde se estuda o impacto da pressão de funcionamento nos custos de colunas de destilação, com as estimativas obtidas através dos métodos empíricos abordados neste trabalho, apresenta-se a tabela a seguir, relativa somente às colunas.

**Tabela 67 – Comparação dos Custos das Colunas estudadas em 2.4.3.**

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>T-100: 70 psia</b>	160.900	184.108	163.533	14%	2%
<b>T-107: 100 psia</b>	175.900	215.385	185.638	22%	6%
<b>T-108: 150 psia</b>	194.600	214.815	186.360	10%	-4%
<b>T-109: 200 psia</b>	241.000	283.907		18%	
<b>T-110: 250 psia</b>	263.300	328.337		25%	

Mais uma vez, qualquer um dos métodos empíricos abordados se revela adequado à obtenção de estimativas de custos de ordem de grandeza. Contudo o *website* não permite estimar os custos das colunas T-109 e T-110 uma vez que o peso máximo admitido é de 26 toneladas.

As amplitudes dos custos determinados são de 78% para Towler & Sinnott e de 12% para o *website*. Atendendo à variação dos resultados obtidos pelo AEE (64%), percebe-se que apenas Towler & Sinnott reflecte o mesmo comportamento. Porém esta análise é limitada pela restrição de aplicação do *website* às colunas T-109 e T-110.

Na tabela a seguir apresentam-se as estimativas calculadas para os permutadores das colunas em estudo.

Tabela 68 – Comparação dos Custos dos Permutadores estudados em 2.4.3.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>Condensador de T-100</b>	15.300	34.005	10.193	122%	-33%
<b>Ebulidor de T-100</b>	118.900	152.959	61.948	29%	-48%
<b>Condensador de T-107</b>	15.000	33.479	9.599	123%	-36%
<b>Ebulidor de T-107</b>	53.900	61.185	19.936	14%	-63%
<b>Condensador de T-108</b>	14.600	33.196	9.281	127%	-36%
<b>Ebulidor de T-108</b>	154.000	157.058	63.093	2%	-59%
<b>Condensador de T-109</b>	15.500	33.349	10.970	115%	-29%
<b>Ebulidor de T-109</b>	72.300	76.849	41.733	6%	-42%
<b>Condensador de T-110</b>	15.900	34.010	11.841	114%	-26%
<b>Ebulidor de T-110</b>	104.900	111.909	57.184	7%	-45%

Novamente, as equações de Towler & Sinnott mostram-se inadaptadas à realização das estimativas de custos dos condensadores. A tabela anterior revela ainda diferenças excessivas entre as estimativas dos ebulidores de T-107 e T-108 determinadas pelo *website* relativamente aos valores obtidos pelo AEE. As estimativas dos restantes permutadores mostram desvios aceitáveis para estudos em etapas iniciais do desenvolvimento de um processo.

Pelos dados da tabela é ainda possível determinar variações de custos dos condensadores de 2% para os resultados de Towler & Sinnott e de 27% para os valores obtidos pelo *website*. Ainda para estes métodos, respectivamente, encontram-

se variações de custos dos ebulidores de 157% e 216%. Apesar das gamas de variação diferirem da gama de variação dos resultados obtidos pelo AEE, estas permitem alcançar a mesma conclusão relativa à maior importância dos custos dos ebulidores relativamente aos custos da própria coluna.

Para uma visão geral sobre as unidades de processo ensaiadas, mostram-se os valores totais calculados na tabela abaixo.

**Tabela 69 – Comparação dos Custos das Unidades de Destilação estudadas em 2.4.3.**

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>T-100: 70 psia</b>	295.100	371.071	235.675	26%	-20%
<b>T-107: 100 psia</b>	244.800	310.049	215.174	27%	-12%
<b>T-108: 150 psia</b>	363.200	405.069	258.734	12%	-29%
<b>T-109: 200 psia</b>	328.800	394.104		20%	
<b>T-110: 250 psia</b>	384.100	474.256		23%	

Analisando esta tabela tendo em consideração as observações já realizadas, percebe-se que, tal como nos estudos anteriores deste capítulo, o peso insignificante dos custos dos condensadores nestas unidades de destilação permite assumir os resultados obtidos pelas equações de Towler & Sinnott como aceitáveis à realização de estimativas de ordem de grandeza. Também o *website* se mostra adequado à realização deste tipo de estimativas mas limitou o estudo aos equipamentos T-100, T-107 e T-108, uma vez que não permite estimar custos de colunas com pesos superiores a 26 toneladas.



### 3.4.4. Composição da Alimentação

No subcapítulo 2.4.4 fez-se variar a composição da alimentação da coluna para compreender qual o impacto nos respectivos custos. Na tabela a seguir apresentam-se as estimativas de custos obtidas pelos três métodos abordados neste trabalho.

Tabela 70 – Comparação dos Custos das Colunas estudadas em 2.4.4.

Nome do Equipamento: Fracção de Benzeno	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>T-100: 0,85</b>	160.900	184.108	163.533	14%	2%
<b>T-111: 0,675</b>	160.900	184.108	163.533	14%	2%
<b>T-112: 0,5</b>	172.000	204.892	177.886	19%	3%
<b>T-113: 0,325</b>	160.900	184.108	163.533	14%	2%
<b>T-114: 0,15</b>	151.000	173.366	156.693	15%	4%

Pela análise da tabela pode-se afirmar que ambos os métodos empíricos permitem obter estimativas de ordem de grandeza para as colunas em estudo. Destacam-se ainda os pequenos desvios conseguidos para as estimativas determinadas com recurso ao *website*. Encontra-se ainda uma variação máxima de 18% dos custos estimados por Towler & Sinnott e de 14% dos valores determinados pelo *website*. Tal como nos estudos anteriores, a importância do conhecimento destas amplitudes passa pela comparação com as amplitudes dos custos dos permutadores.

A análise dos custos dos permutadores de calor associados às colunas deste estudo irá apoiar-se na tabela a seguir.

Tabela 71 – Comparação dos Custos dos Permutadores estudados em 2.4.4.

Nome do Equipamento	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>Condensador de T-100</b>	15.300	34.005	10.193	122%	-33%
<b>Ebulidor de T-100</b>	118.900	152.855	61.913	29%	-48%
<b>Condensador de T-107</b>	15.300	33.898	10.085	122%	-34%
<b>Ebulidor de T-107</b>	119.700	154.735	62.442	29%	-48%
<b>Condensador de T-108</b>	15.000	33.445	9.569	123%	-36%
<b>Ebulidor de T-108</b>	115.000	144.166	59.420	25%	-48%
<b>Condensador de T-109</b>	14.400	32.861	8.877	128%	-38%
<b>Ebulidor de T-109</b>	109.000	135.807	56.944	25%	-48%
<b>Condensador de T-110</b>	12.900	32.050	7.834	148%	-39%
<b>Ebulidor de T-110</b>	98.600	121.334	52.416	23%	-47%

Mais uma vez, as estimativas de custos dos condensadores calculadas pelas equações de Towler & Sinnott revelam desvios inaceitáveis relativamente aos valores obtidos pelo AEE. Todas as restantes são adequadas a estimativas de ordem de grandeza. Destacam-se no entanto os maiores desvios encontrados para as estimativas calculadas através do *website*.

As estimativas de custos dos condensadores apresentadas na tabela acima variam em 6% pelo método de Towler & Sinnott e 30% pelo *website*. Respectivamente para estes métodos, os custos dos ebulidores variam no máximo até 28% e 18%. Conhecendo estas amplitudes e atendendo às determinadas na página anterior na análise individual das colunas, percebe-se que este tipo de análise conduz a conclusões erradas quando aplicado aos resultados do *website*, uma vez que este mostra que o permutador mais influenciado pela composição da alimentação é o condensador.

As estimativas dos custos totais das unidades de destilação simuladas são apresentadas na tabela a seguir.

**Tabela 72 – Comparação dos Custos das Unidades de Destilação estudadas em 2.4.4.**

Nome do Equipamento: Fracção de Benzeno	Custo do Equipamento (\$ US)			Variação (%)	
	AEE	Towler	Website	Towler	Website
<b>T-100: 0,85</b>	295.100	370.967	235.640	26%	-20%
<b>T-111: 0,675</b>	295.900	372.740	236.060	26%	-20%
<b>T-112: 0,5</b>	302.000	382.503	246.875	27%	-18%
<b>T-113: 0,325</b>	284.300	352.775	229.354	24%	-19%
<b>T-114: 0,15</b>	262.500	326.751	216.943	24%	-17%

Tal como nos casos anteriores, ambos os métodos empíricos permitem obter estimativas de custos de ordem de grandeza para as unidades de destilação simuladas, mesmo com as restrições já referidas.

## 4. Conclusão

A análise económica consiste num método de estudo que acompanha o desenvolvimento de um processo industrial, desde a sua concepção até ao seu fim de vida. Logicamente, a evolução de um projecto requer o aumento contínuo do rigor das estimativas de custos realizadas ao longo das suas etapas. Este rigor irá depender não só da informação conhecida sobre o processo mas também da própria ferramenta de análise económica. Assim, torna-se necessária a exploração e avaliação das ferramentas de análise antes da sua aplicação para tomada de decisões.

Neste trabalho dá-se maior enfoque ao Aspen Economic Evaluator, inserido no simulador de processos Aspen HYSYS®, por se considerar uma ferramenta de grande valor e pouco explorada ao nível académico. Abordam-se ainda duas fontes teóricas de acesso livre baseadas em equipamentos adquiridos - (Towler & Sinnott, 2013) e (Peters, Timmerhaus, & West, Equipment Costs/ McGraw Hill Education, 2002). A exploração e avaliação destas ferramentas é realizada através da criação de diversos casos de aplicação de equipamentos em diferentes cenários. Contudo, por falta de sensibilidade e conhecimento industrial, admite-se que alguns dos exemplos escolhidos possam não ter significado prático, o que poderá por sua vez ter afectado algumas das conclusões realizadas ao longo do trabalho. Deixa-se assim o alerta para uma leitura crítica dos conteúdos.

Dada a complexidade de um processo químico e atendendo ao facto do objectivo deste projecto consistir na avaliação das ferramentas de análise económica, optou-se por simplificar a sua execução através do ensaio de equipamentos de forma isolada e tolerando diferenças de custos entre métodos até 50%, equivalente a estimativas de ordem de grandeza realizadas na etapa de concepção do projecto. Seleccionaram-se para estudo alguns dos equipamentos mais comuns na indústria química, nomeadamente bombas centrífugas, compressores, permutadores de calor de casco e tubos e colunas de destilação.

As estimativas económicas realizadas pelo AEE baseiam-se na criação de modelos volumétricos dos equipamentos e na sua comparação com as entradas de uma vasta base de dados provenientes de várias fontes, não incluído correlações teóricas para obtenção dos resultados. Salieta-se ainda que a construção desta base de dados foi iniciada em 1969 e deste então é actualizada anualmente.

Apesar do método de estimativa económica de Towler & Sinnott se basear igualmente em custos de equipamentos adquiridos, acredita-se que a base de dados que permitiu a determinação das correlações apresentadas pelos autores tenha uma dimensão significativamente menor, visto que apresentam valores limite de aplicação toleráveis pelo AEE. Estas correlações consistem em equações matemáticas que devolvem o custo estimado pela introdução de apenas uma variável relacionada com o equipamento, o que implica logicamente um maior erro associado. Este método vê ainda a sua aplicação limitada pela pequena variedade de equipamentos disponível. A necessidade da actualização dos resultados obtidos através de índices de custos é também uma desvantagem pois estes contêm por si só alguma imprecisão associada.

O *website* publicado pela McGraw Hill permite a realização de estimativa de custos de equipamentos através da definição de um número de variáveis superior ao apresentado por Towler & Sinnott mas inferior ao disponibilizado pelo AEE. Apesar de algumas gamas de aplicação serem inferiores às de Towler & Sinnott, a dependência dos custos a uma maior quantidade de variáveis revelou-se, de uma forma geral, mais satisfatória, uma vez que permitiu alcançar valores mais próximos dos determinados pelo AEE. Esta plataforma disponibiliza ainda uma maior variedade de equipamentos, comparativamente a Towler & Sinnott. No entanto, essa listagem não foi suficiente para a recriação plena de todos os casos abordados pelo AEE. Acresce-se ainda que, tal como para o método de Towler & Sinnott, este requer também a correcção dos resultados com recurso a índices de actualização de custos.

A utilização do AEE permitiu não só a obtenção de estimativas de custos dos vários equipamentos como também aprofundar algumas relações entre parâmetros de dimensionamento ou condições de funcionamento e os seus respectivos custos. Este facto destaca-se como uma grande vantagem desta ferramenta pois proporciona o conhecimento das variáveis de processo mais influentes nos custos dos equipamentos, o que por sua vez simplifica a optimização económica através da sua manipulação. No entanto, reconhece-se que a utilização desta ferramenta é bastante mais complexa que as ferramentas teóricas apresentadas, principalmente para utilizadores com pouca experiência na utilização de simuladores de processos. A execução dos casos de estudo obrigou à exploração extensiva de vários utensílios (de entre os inúmeros) disponibilizados pelo *software*, o que inevitavelmente se traduziu num maior consumo de tempo para determinação das estimativas pretendidas. Neste contexto evidenciam-se os estudos relativos aos permutadores de calor através do modelo Rigorous Shell & Tubes, que exige um conhecimento mais detalhado do equipamento, não executando a estimativa se existirem erros de dimensionamento graves. No entanto considera-se que o maior consumo de tempo acaba por se traduzir num investimento em prol do conhecimento.

Pelo balanço das vantagens e desvantagens apresentadas neste capítulo para cada um dos métodos de análise económica abordados, dá-se maior valor ao AEE uma vez que, apesar da sua utilização mais complexa, considera-se a ferramenta de estimativa de custos mais fidedigna e que permite alcançar resultados mais rigorosos.

## 5. Propostas de Trabalho Futuro

A execução deste projecto foi revelando a sua dimensão no decorrer do seu desenvolvimento. Uma visão mais aberta permite perceber que as hipóteses de estudo são tantas quanto a imaginação e criatividade de quem as realiza. No entanto, pretende-se com este capítulo deixar algumas ideias gerais, deixando-se livre a definição de pormenores.

Relativamente aos estudos aqui realizados, propõe-se a análise de:

- Outras variáveis de estudo (parâmetros de dimensionamento e condições de trabalho).
- Outras gamas de variação das variáveis de estudo abordadas.
- Outros equipamentos.
- De um processo completo.

Complementarmente sugere-se ainda:

- A realização de estimativas económicas com a base custos europeia (NWE).
- A análise do investimento abrangendo o tempo de vida útil da fábrica, a duração do seu arranque, a data prevista para o início da operação e o número de horas de actividade que constitui um ano de trabalho.
- O estudo de diferentes utilidades.
- A comparação com outros métodos empíricos e/ ou outros *softwares* de estimativas de custos.
- A avaliação das ferramentas de estimativa económica para a realização de estimativas mais rigorosas (com maior detalhe sobre o processo).
- A simulação de um caso prático conhecido para comparação com os resultados obtidos por simulação.

## 6. Anexos

### 6.1. Anexo I - Curvas de Equipamentos Adquiridos (Towler & Sinnott, 2013)

Equipamento	Unidades de Dimensionamento, S	S <sub>mín</sub>	S <sub>máx</sub>	a	b	n
<b>Compressores Centrífugos</b>	Potência do accionador, kW	75	30.000	580.000	20.000	0,6
<b>Compressores de Pistão</b>	Potência do accionador, kW	93	16.800	260.000	2.700	0,75
<b>Permutador de casco e tubos em U</b>	Área, m <sup>2</sup>	10	1.000	28.000	54	1,2
<b>Permutador de casco e tubos de cabeça flutuante</b>	Área, m <sup>2</sup>	10	1.000	32.000	70	1,2
<b>Ebulidor termossifão</b>	Área, m <sup>2</sup>	10	500	30.400	122	1,1
<b>Ebulidor Kettle de tubos em U</b>	Área, m <sup>2</sup>	10	500	29.000	400	0,9
<b>Reservatório pressurizado vertical em aço-carbono<sup>(1)</sup></b>	Massa do casco, kg	160	250.000	11.600	34	0,85
<b>Bomba centrífuga de um estágio</b>	Caudal, L/s	0,2	126	8.000	240	0,9
<b>Pratos perfurados<sup>(2)</sup></b>	Diâmetro, m	0,5	5,0	130	440	1,8
<b>Pratos de válvulas</b>	Diâmetro, m	0,5	5,0	210	400	1,9
<b>Pratos de campânulas</b>	Diâmetro, m	0,5	5,0	340	640	1,9
<b>Anéis de Pall de aço-inoxidável 304</b>	Volume, m <sup>3</sup>			0	8.500	1.0

<sup>(1)</sup>Não inclui cabeças, portas, suportes, interiores, etc.

<sup>(2)</sup>Custo por prato, baseado numa quantidade de 30 pratos.

## 6.2. Anexo II – Nomenclatura de Permutadores tipo TEMA (adaptado) (Aspen Technology, Inc., 2012)

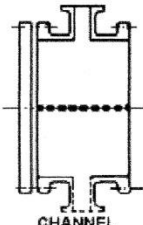
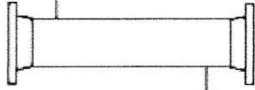
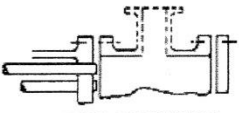
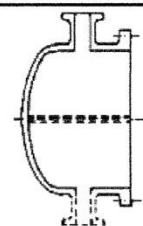
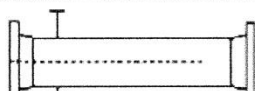

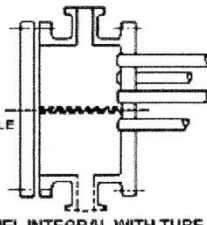
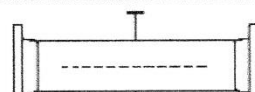
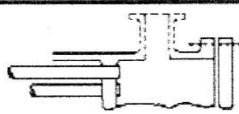
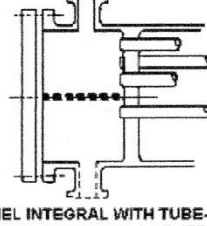
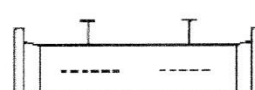
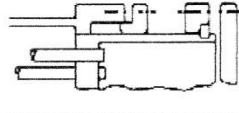
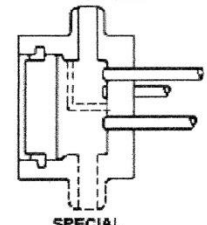
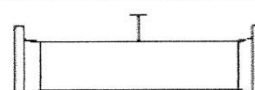
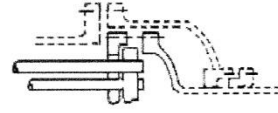
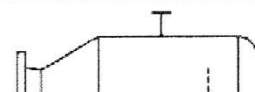
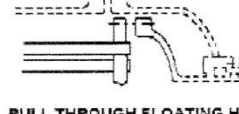
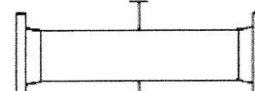
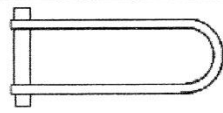
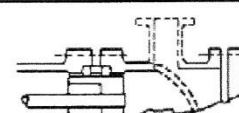
First Letter		Second Letter		Third Letter	
	<b>FRONT END STATIONARY HEAD TYPES</b>		<b>SHELL TYPES</b>		<b>REAR END HEAD TYPES</b>
A	 CHANNEL AND REMOVABLE COVER	E	 ONE PASS SHELL	L	 FIXED TUBESHEET LIKE "A" STATIONARY HEAD
B	 BONNET (INTEGRAL COVER)	F	 TWO PASS SHELL WITH LONGITUDINAL BAFFLE	M	 FIXED TUBESHEET LIKE "B" STATIONARY HEAD
C	 REMOVABLE TUBE BUNDLE ONLY CHANNEL INTEGRAL WITH TUBESHEET AND REMOVABLE COVER	G	 SPLIT FLOW	N	 FIXED TUBESHEET LIKE "N" STATIONARY HEAD
N	 CHANNEL INTEGRAL WITH TUBESHEET AND REMOVABLE COVER	H	 DOUBLE SPLIT FLOW	P	 OUTSIDE PACKED FLOATING HEAD
D	 SPECIAL HIGH PRESSURE CLOSURE	J	 DIVIDED FLOW	S	 FLOATING HEAD WITH BACKING DEVICE
		K	 KETTLE TYPE REBOILER	T	 PULL THROUGH FLOATING HEAD
		X	 CROSS FLOW	U	 U-TUBE BUNDLE
				W	 EXTERNALLY SEALED FLOATING TUBESHEET

Figura 35 - Nomenclatura TEMA (Aspen Technology, Inc., 2012).



### 6.3. Anexo III – Chemical Engineering Plant Cost Index 2013

<b>CHEMICAL ENGINEERING PLANT COST INDEX (CEPCI)</b>				<b>Annual Index:</b>
<b>(1957-59 = 100)</b>	<b>Dec. '13 Prelim.</b>	<b>Nov. '13 Final</b>	<b>Dec. '12 Final</b>	
<b>CE Index</b>	567.6	566.6	571.9	<b>2005 = 468.2</b>
Equipment	687.9	686.6	693.6	<b>2006 = 499.6</b>
Heat exchangers & tanks	621.6	620.6	634.7	<b>2007 = 525.4</b>
Process machinery	656.0	653.2	657.6	<b>2008 = 575.4</b>
Pipes, valves & fittings	875.7	873.9	895.8	<b>2009 = 521.9</b>
Process instruments	412.6	411.4	415.7	<b>2010 = 550.8</b>
Pumps & compressors	925.8	924.3	899.6	<b>2011 = 585.7</b>
Electrical equipment	513.8	514.1	511.4	<b>2012 = 584.6</b>
Structural supports & misc	746.9	746.3	734.5	
Construction labor	318.8	317.8	321.3	
Buildings	532.9	532.8	526.8	
Engineering & supervision	322.5	323.4	326.9	

Figura 36 - CEPCI 2013 (Economic Indicators, 2013).

## 7. Referências

- Aspen Technology, Inc. (Dezembro de 2012). *Aspen Capital Cost Estimator - User's Guide*. Obtido em 12 de 15 de 2015, de AspenTech:  
<https://www.aspentech.com/WorkArea/DownloadAsset.aspx?id=15032387524>
- Aspen Technology, Inc. (Dezembro de 2012). *Aspen Icarus Reference Guide - Icarus Evaluation Engine V8.0*. Obtido em 08 de 11 de 2015, de AspenTech:  
<https://www.aspentech.com/WorkArea/DownloadAsset.aspx?id=15032387518>
- Aspen Technology, Inc. (Março de 2013). *Aspen Process Economic Analyzer v7.3.1 - User Guide*. Obtido em 20 de 09 de 2015, de AspenTech:  
[http://classes.engr.oregonstate.edu/cbee/spring2014/che432/Aspen%20Engineering%20V7\\_3/Aspen%20Capital%20Cost%20Estimator/AspenProcessEconAnalyzerV7\\_3\\_1-Usr.pdf](http://classes.engr.oregonstate.edu/cbee/spring2014/che432/Aspen%20Engineering%20V7_3/Aspen%20Capital%20Cost%20Estimator/AspenProcessEconAnalyzerV7_3_1-Usr.pdf)
- Beck, R. (20 de Agosto de 2013). *Models, Methods and Data Behind Activated Economics*. Obtido em 19 de 09 de 2015, de AspenTech:  
[http://www.aspentech.com/email/email\\_archive/demystifying\\_economics\\_august\\_2013\\_final.pdf](http://www.aspentech.com/email/email_archive/demystifying_economics_august_2013_final.pdf)
- Economic Indicators. (2013). *Chemical Engineering Journal*.
- Engineering Page. (s.d.). *TEMA Designation*. Obtido em 02 de 12 de 2015, de Engineering Page:  
[http://www.engineeringpage.com/heat\\_exchangers/tema.html](http://www.engineeringpage.com/heat_exchangers/tema.html)
- Glagola, J. (08 de Janeiro de 2014). *Webinar - Optimize Process Designs for Capital and Operating Costs with Activated Economics - Q&A*. Obtido em 03 de 03 de 2015, de AspenTech:  
[http://www.aspentech.com/FAQ\\_Activated\\_Economics\\_Webinar.pdf](http://www.aspentech.com/FAQ_Activated_Economics_Webinar.pdf)
- Guerra, M. J. (2006). Aspen HYSYS Property Packages - Overview and Best Practices for Optimum Simulation. *Aspen Process Engineering Webinar*. Aspen Technology.
- Hegy, S., Glagola, J., Tremblay, D., & McCarthy, D. (2013). *Jump Start: Activated Economics in Aspen HYSYS® V8.4*. Obtido em 21 de 10 de 2014, de AspenTech:  
[https://www.aspentech.com/Activated\\_Economics\\_HYSYS\\_V84.pdf](https://www.aspentech.com/Activated_Economics_HYSYS_V84.pdf)

- Peters, M. S., & Timmerhaus, K. D. (1991). Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4th Edition. In M. S. Peters, & K. D. Timmerhaus, *Plant Design and Economics for Chemical Engineers 4th Edition* (pp. 13-23, 96-98). McGraw-Hill.
- Peters, M. S., Timmerhaus, K. D., & West, R. E. (2002). *Equipment Costs/ McGraw Hill Education*. Obtido em 2016, de Plant Design and Economics for Chemical Engineers - 5th Edition: <http://www.mhhe.com/engcs/chemical/peters/data/>
- Towler, G., & Sinnott, R. (2013). Chemical Engineering Design - Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, 2nd Ed. In G. Towler, & R. Sinnott, *Chemical Engineering Design - Principles, Practice and Economics of Plant and Process Design, 2nd Ed* (pp. Capítulos 1, 7, 8 e 9). Elsevier.