

UNIVERSIDADE DE TRÁS-OS-MONTES E ALTO DOURO

**ESTUDO DA HIDRODINÂMICA EM CANAIS DE
ALIMENTAÇÃO DE UMA MEMBRANA DE
DESSALINIZAÇÃO**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO EM ENGENHARIA DO AMBIENTE

PAULA CRISTINA DOS SANTOS SOUSA

Orientadores:

Professor Doutor Abel Ilah Rouboa
Professor Doutor Armando da Assunção Soares



Vila Real, 2013

UNIVERSIDADE DE TRÁS-OS-MONTES E ALTO DOURO

**ESTUDO DA HIDRODINÂMICA EM CANAIS DE
ALIMENTAÇÃO DE UMA MEMBRANA DE
DESSALINIZAÇÃO**

DISSERTAÇÃO DE MESTRADO EM ENGENHARIA DO AMBIENTE

PAULA CRISTINA DOS SANTOS SOUSA

Composição do Júri:

Doutora Edna Carla Janeiro Cabecinha da Câmara Sampaio

Doutor Abel Ilah Rouboa

Doutor Armando da Assunção Soares

Doutor Eliseu Leandro Magalhães Monteiro

Doutor Valter Silva

Vila Real, 2013

Agradecimentos

A elaboração deste trabalho só foi possível graças à colaboração de várias pessoas, que me ajudaram e apoiaram ao longo das diversas etapas. Gostaria assim de agradecer a todos os que contribuíram para que a sua realização fosse possível:

- Ao Professor Abel Rouboa, pela orientação desta dissertação, pelo estímulo e disponibilidade demonstrada no decurso da mesma.

- Ao Professor Armando Soares, por todo o apoio e paciência, compreensão e conselhos práticos ao longo de todas as etapas realizadas nesta dissertação. Foram elementos fundamentais na execução deste trabalho.

- À minha família pelo apoio incondicional, carinho e confiança que demonstraram e que sem os quais tudo seria mais difícil.

- A todos os meus amigos pelo apoio em todos os momentos, bons e menos bons, pelo incentivo e disponibilidade dando um verdadeiro sentido à palavra amizade.

Resumo

A exploração de recursos naturais de água doce combinada com uma maior exigência de água tem conduzido a uma crescente procura de alternativas de novas fontes de água para consumo. A dessalinização proporciona essa mesma alternativa, na medida em que disponibiliza água potável que de outra maneira não seria acessível. A dessalinização, de um modo geral, é o processo utilizado para remover sais da água do mar ou de águas salobras. Este processo pode ser conseguido utilizando diferentes técnicas. As tecnologias de dessalinização industrial usam tanto, métodos térmicos assim como membranas semipermeáveis para separar o solvente de alguns solutos. A osmose inversa (OI) é sem dúvida o processo de dessalinização por membrana mais utilizado no mundo. O principal problema inerente ao processo de separação por este tipo de membranas reside na acumulação de incrustações nas paredes da membrana com a consequente redução do fluxo permeado. Nesta dissertação usaram-se as técnicas de CFD para estudar a hidrodinâmica em canais de alimentação de uma membrana de dessalinização preenchidos com espaçadores dispostos em ziguezague e transversais ao escoamento. As soluções numéricas foram obtidas com o *software* FLUENT para os escoamentos laminares em canal livre (sem espaçadores) e em canais preenchidos com espaçadores com diferentes configurações. Foram testadas quatro tipos de configurações. Os resultados apresentados mostram os efeitos da distância entre filamentos na distribuição das velocidades, nas isolinhas da função corrente, no fator de atrito, na queda de pressão e nas tensões de corte desenvolvidas nas paredes da membrana para os diferentes números de Reynolds estudados, $10 \leq Re \leq 300$. A diminuição da distância entre filamentos pode levar ao aparecimento de recirculações mais ativas, que podem promover a transferência de massa nas superfícies das membranas apesar de diminuírem a área útil das mesmas.

Palavras-Chave: Dessalinização, Membranas, Osmose Inversa, CFD, Espaçadores em ziguezague.

Abstract

The exploitation of natural freshwater resources combined with an increased demand for water has led to a growing need for new and alternative sources of drinking water. Desalination provides a sound alternative, since it provides clean water which otherwise would not be accessible. Desalination is a process used to remove salts from seawater or brackish water. This process can be accomplished using different techniques. Industrial desalination technologies use thermal methods as well as semi permeable membranes to separate the solvent or some solutes. Reverse osmosis (RO) is by far the most widely used membrane desalination process worldwide. The main problem inherent in separation process using these types of membranes is fouling of the membrane walls, which results in a decrease in permeate flow. In this study we used CFD techniques to study the hydrodynamics of feed channels of a desalination membrane filled with spacers in zigzag arrangements and transverse in relation to the flow. Numerical solutions were obtained with FLUENT software for laminar flows in open channel (without spacers) and channels filled with spacers with different configuration. We tested four types of settings. The results show the effect of distance between the filaments in the distribution of velocities in the stream function contours, the friction factor, in pressure drop and shear stress developed in the membrane walls for different Reynolds numbers studied ($10 \leq Re \leq 300$). The decrease in distance between filaments may lead to more active recirculation patterns that may promote mass transfer on the membrane surfaces despite the decrease in their usable area.

Keywords: Desalination, Membrane, Reverse Osmosis, CFD, zigzag spacers

Índice Geral

Agradecimentos	i
Resumo	iii
Abstract	v
Índice Geral	vii
Lista de Figuras	ix
Lista de Tabelas	xiii
Nomenclatura	xv
CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO	1
1 Introdução	2
1.1 Importância e estado dos recursos hídricos.....	2
1.2 Dessalinização: revisão bibliográfica	7
1.3 Processos de dessalinização.....	12
1.3.1 Dessalinização térmica	13
1.3.2 Separação por membrana	16
1.3.3 Separação mista	21
1.4 Impactes ambientais.....	21
1.5 Custos associados à dessalinização	23
1.6 Objetivos do trabalho.....	27
CAPÍTULO II - MODELO MATEMÁTICO E MÉTODO NUMÉRICO	29
2 Modelo matemático e método numérico	30
2.1 Introdução	30
2.2 Métodos de discretização	31
2.3 Modelo matemático	33
2.3.1 Escoamento laminar entre duas placas paralelas	34
2.3.2 Condições fronteira.....	38
2.4 Método numérico.....	40
2.5 Parâmetros geométricos.....	41
CAPÍTULO III - VALIDAÇÃO DO MÉTODO NUMÉRICO	45

3	Validação do método numérico.....	46
3.1	Escoamento em canal livre.....	46
3.1.1	Efeito da resolução da malha nos perfis de velocidade.....	46
3.1.2	Efeito da resolução da malha no fator de atrito.....	50
3.2	Escoamento completamente desenvolvido em canal livre.....	51
3.2.1	Evolução do perfil da velocidade com Re	53
3.2.2	Evolução do fator de atrito com Re	54
CAPÍTULO IV - ANÁLISE E DISCUSSÃO DE RESULTADOS.....		57
4	Análise e discussão de resultados.....	58
4.1	Escoamento em canal preenchidos com espaçadores.....	58
4.1.1	Distribuição do campo de velocidades.....	58
4.1.2	Isolinhas da função corrente.....	61
4.1.3	Perfis de velocidades ao longo dos canais.....	63
4.1.4	Fator de atrito.....	67
4.1.5	Tensões de corte nas paredes.....	70
4.1.6	Queda de pressão.....	72
CAPÍTULO V - CONCLUSÕES.....		73
5	Conclusões.....	74
	Referências.....	77

Lista de Figuras

Figura 1.1 - Disponibilidade de água para países europeus e Israel <i>per capita</i> anual (adaptada de AQUAREC, 2006).	3
Figura 1.2 - Extração de água para países europeus e Israel <i>per capita</i> anual (adaptada de AQUAREC, 2006).	4
Figura 1.3 - Índice de stresse hídrico para países europeus e Israel <i>per capita</i> anual (adaptada de AQUAREC, 2006).	5
Figura 1.4 - Percentagem de extração total de água doce para os diversos setores (adaptada de AQUAREC, 2006).	6
Figura 1.5 - Princípio de funcionamento de um sistema de destilação multi-etapas (MSF) (adaptada de Hosseini et al., 2011).	14
Figura 1.6 - Princípio de funcionamento de um sistema de destilação multi-efeito (MED) (adaptada de Kalogirou, 2005).	15
Figura 1.7 - Esquema representativo de filtração cruzada (adaptada de Farrel, 2008).	17
Figura 1.8 - Processo de osmose inversa (adaptada de Oristanio et al., 2006).	18
Figura 1.9 - Princípio de funcionamento de um sistema de osmose inversa (adaptada de Kalogirou, 2005).	19
Figura 1.10 - Esquema de um módulo de membrana enrolado em espiral (adaptada de Geraldés et al., 2002).	20
Figura 1.11 - Relação de perda e ganho entre custos económicos e consumo de energia para um caso prático de um sistema de dessalinização (adaptada de Miller, 2003).	24
Figura 2.1 - Representação esquemática do perfil parabólico da velocidade para o escoamento entre duas placas paralelas.	35
Figura 2.2 - Representação esquemática dos canais (uma célula) da membrana com filamentos em ziguezague com os perfis das velocidades na entrada e saída da célula.	39
Figura 2.3 - Algoritmo SIMPLE.	41
Figura 2.4 - Formas básicas de redes comerciais de espaçadores (Ghidossi <i>et al.</i> , 2006).	42
Figura 2.5 - Canal livre (sem espaçadores).	43
Figura 2.6 - Canal preenchido com espaçadores em ziguezague, para células com comprimentos a) 4mm; b) 6mm; c) 8mm; d) 10mm.	43
Figura 3.1 - Canal com espaçadores a) sp_1(2) e b) sp_1(4).	46
Figura 3.2 - Canal com espaçadores a) sp_2(2) e b) sp_2(3).	46
Figura 3.3 - Imagem das quatro malhas usadas para as simulações em canal livre.	47
Figura 3.4 - Escoamento em regime laminar entre duas placas planas.	48
Figura 3.5 - Velocidade de escoamento em canal livre para as diferentes malhas nos pontos: a) $x = 3$ mm e b) $x = 7$ mm (velocidade de entrada constante $v(0,y) = 0,255$ m/s).	49

Figura 3.6 - Fator de atrito em canal livre para as diferentes malhas. (velocidade de entrada constante $v_x(0,y) = 0,255$ m/s).....	50
Figura 3.7 - Perfis da velocidade de escoamento no canal livre para as diferentes malhas nas posições: a) $x = 3$ mm e b) $x = 7$ mm.(foi assumido um escoamento totalmente desenvolvido à entrada).	52
Figura 3.8 - Comparação dos perfis da velocidade para diferentes números de Reynolds: a) perfil não desenvolvido ($x = 3$ mm) e b) perfil desenvolvido ($x = 7$ mm).....	53
Figura 3.9 - Comparação entre os valores do fator de atrito teórico (linha contínua) e os valores numéricos (pontos) num canal livre e preenchido com espaçadores.	56
Figura 4.1 - Distribuição da velocidade numa célula de comprimento $L= 4$ mm: a) $Re = 10$; b) $Re = 100$; c) $Re = 200$; d) $Re = 250$; e) $Re = 300$. A distância entre os filamentos é de 2 mm.	58
Figura 4.2 - Distribuição da velocidade numa célula de comprimento $L= 6$ mm: a) $Re = 10$; b) $Re = 100$; c) $Re = 200$; d) $Re = 250$; e) $Re = 300$. A distância entre os filamentos é de 3 mm.	59
Figura 4.3 - Distribuição da velocidade numa célula de comprimento $L= 8$ mm: a) $Re = 10$; b) $Re = 100$; c) $Re = 200$; d) $Re = 250$; e) $Re = 300$. A distância entre os filamentos é de 4 mm.	60
Figura 4.4 - Distribuição da velocidade numa célula de comprimento $L= 10$ mm: a) $Re = 10$; b) $Re = 100$; c) $Re = 200$; d) $Re = 250$; e) $Re = 300$. A distância entre os filamentos é de 5 mm.	60
Figura 4.5 - Isolinhas da função corrente para os diferentes valores de Re : a) $l_f = 2$ mm; b) $l_f = 3$ mm; c) $l_f = 4$ mm; d) $l_f = 5$ mm.....	62
Figura 4.6 - Representação esquemática do canal da membrana e das linhas onde se fez o estudo da distribuição das velocidades.....	63
Figura 4.7 - Perfis das velocidades nas linhas L1, L2, L3 e L4 para canais com a distância entre filamentos $l_f = 2$ mm.	64
Figura 4.8 - Perfis das velocidades nas linhas L1, L2, L3 e L4 para canais com a distância entre filamentos de $l_f = 3$ mm.....	65
Figura 4.9 - Perfis das velocidades nas linhas L1, L2, L3 e L4 para canais com a distância entre filamentos de $l_f = 4$ mm.....	66
Figura 4.10 - Perfis das velocidades nas linhas L1, L2, L3 e L4 para canais com a distância entre filamentos de $l_f = 5$ mm.	67
Figura 4.11 - Fator de atrito em canais preenchido para espaçadores com distância entre filamentos $l_f = 2$ mm.	69
Figura 4.12 - Fator de atrito em canais preenchido para espaçadores com distância entre filamentos $l_f = 3$ mm.	69
Figura 4.13 - Fator de atrito em canais preenchido para espaçadores com distância entre filamentos $l_f = 4$ mm.	70
Figura 4.14 - Fator de atrito em canais preenchido para espaçadores com distância entre filamentos $l_f = 5$ mm.	70
Figura 4.15 - Tensão de corte nas paredes por unidade de comprimento versus número de Reynolds para as distâncias entre filamentos $l_f = 2, 3, 4$ e 5 mm.	71

Figura 4.16 - Queda de pressão em cada célula do canal por unidade de comprimento versus número de Reynolds para as distâncias entre filamentos $l_f = 2, 3, 4$ e 5 mm.72

Lista de Tabelas

Tabela 1.1 - Capacidade da unidade de dessalinização e custo da água produzida (adaptada de Karagiannis e Soldatos, 2008).	25
Tabela 1.2 - Tipo de energia utilizada e custo da água produzida (adaptada de Karagiannis e Soldatos, 2008).	26
Tabela 1.3 - Processos de membrana (OI) e custo da água produzida (adaptada de Karagiannis e Soldatos, 2008).	26
Tabela 3.1 - Características das malhas: resoluções das malhas nas direções x e y , n^o de nós e n^o de células. Para as malhas 3 e 4 os valores da resolução são aproximados pois as malhas não são estruturadas.....	47
Tabela 3.2 - Comparação dos valores das velocidades máximas com os valores teóricos em duas posições diferentes, $x = 3$ mm e $x = 7$ mm.	50
Tabela 3.3 - Comparação do fator de atrito em diferentes posições (L) para as quatro malhas em canais planos com 0,7 mm de altura e comprimentos 9,88 mm.....	51
Tabela 3.4 - Comparação dos resultados numéricos da velocidade máxima e do fator de atrito com os respectivos valores teóricos para números de Reynolds entre 10 e 1000.....	55
Tabela 4.2 - Fator de atrito médio f para o escoamento em canais preenchidos com espaçadores em ziguezague.	68

Nomenclatura

AQUAREC – Integrated Concepts for Reuse of Upgraded Wastewater
MDF – Método das Diferenças Finitas
MED – Destilação Multi-efeito
MEF – Método dos Elementos Finitos
MSF – Destilação Multi-Etapas
MVCD – Destilação via Compressão a Vapor Mecânica
MVF – Método dos Volumes Finitos
OI – Osmose Inversa
OCDE – Organização para a Cooperação e Desenvolvimento Económico
RSU – Resíduos Sólidos Urbanos
STD – Sólidos Totais Dissolvidos
TCP – Tensão de corte na parede
TCP/L – Tensão de corte na parede por unidade de comprimento
TVCD – Destilação via Compressão a Vapor Térmica
VCD – Destilação via Compressão a Vapor
UNEP – United Nations Environmental Programme
 d_f – Comprimento do eixo maior da secção reta do filamento
 f – Fator de atrito
 \bar{f} – Fator de atrito médio
 f_{num} – Fator de atrito numérico
 $f_{teórico}$ – Fator de atrito teórico
 g – Aceleração da gravidade
 h – Altura do canal
 h_f – Altura entre a parede do canal e o filamento
 l_f – Distância entre filamentos
 L – Comprimento do canal
 L_{des} – Comprimento de desenvolvimento do escoamento
 p – Pressão estática
 Q_v – Caudal volumétrico por unidade de comprimento
 Re – Número de Reynolds
 v – Velocidade
 $v_{máx}$ teórica – Velocidade máxima teórica

$v_{\text{máx num}}$ – Velocidade máxima numérica
 \bar{v}_x – Velocidade média na direção x
 v_x – Componente da velocidade na direção x
 v_y – Componente da velocidade na direção y
 x – Abcissa
 y – Ordenada
 Δp – Diferença de pressão
 $\Delta x/L$ – Resolução das malhas nas direções x
 $\Delta y/h$ – Resolução das malhas nas direções y
 ε_f – Erro analítico do fator de atrito
 $\varepsilon_{v_{\text{máx}}}$ – Erro analítico da velocidade máxima
 μ – Viscosidade dinâmica
 ρ – Massa volúmica
 τ_{yx} – Tensão de corte
 τ_{cp} – Tensão de corte na parede

CAPÍTULO I - INTRODUÇÃO

1 Introdução

1.1 Importância e estado dos recursos hídricos

A água, como recurso natural mais importante do planeta, desempenha um papel fundamental na saúde, bem estar e sobrevivência de todos os seres vivos. Apesar de se tratar de um recurso natural vital é muitas vezes visto como uma simples comodidade tanto pela indústria e agricultura como pela população em geral, levando à diminuição em larga escala dos recursos hídricos existentes.

O fornecimento de água doce tem vindo a revelar-se uma questão com crescente importância em muitas zonas do mundo, na medida em que nas zonas mais áridas o fornecimento de água potável é muito escasso e o estabelecimento das populações nestas áreas depende em muito deste fator (Kalogirou, 2005). Este facto é provado pela história que mostra que todas as grandes civilizações se desenvolveram e prosperaram perto de grandes fontes de água, sendo o Antigo Egito um exemplo típico da influência que a água, neste caso, de um rio pode exercer no nascimento e desenvolvimento de uma civilização (Delyannis e Belessiotis, 2010).

Através do ciclo hidrológico pode ficar-se com a ideia de que a água doce é um recurso renovável, o que de certa forma é, mas que continua a diminuir drasticamente com o aumento da população, com a sua má gestão e principalmente com a severa contaminação das suas fontes (Mathioulakis *et al.*, 2006).

Neste momento, o planeta enfrenta uma grave crise ao nível dos recursos hídricos e todos os sinais indicam que está a piorar, e que assim continuará se não forem tomadas medidas corretivas para parar a má gestão deste recurso tão importante para todas as formas de vida (UN-WWDR, 2003). Dados referentes à carência de água, mostram que cerca de 25% da população não tem acesso a um adequado fornecimento de água doce, quer em qualidade como em quantidade. Apesar da urgente necessidade de água afetar quase 80 países, a situação é muito alarmante principalmente em países localizados a sul da bacia do Mediterrâneo, embora os países do sul da Europa estejam a ser também afetados pela falta de água potável (Fiorenza *et al.*, 2003).

Apesar da grande quantidade de águas naturais, os rios e os lagos são cada vez mais fontes de água poluída ou de baixa qualidade; por outro lado, muitas regiões sofrem com a escassez de água ou então com a abundância de águas muito salinas, inúteis para qualquer tipo de utilização (Delyannis e Belessiotis, 2010).

A escassez de água, que não ocorre apenas nas regiões áridas, pode ser caracterizada como uma má conjugação entre o fornecimento e a necessidade de água. A

poluição e a exploração de aquíferos subterrâneos e águas superficiais, levam a um decréscimo da quantidade e/ou qualidade dos recursos naturais de água disponíveis em muitas regiões. O crescente aumento da população, indústria e agricultura aumentam ainda mais a necessidade de água, e em adição, os crescentes padrões de vida, principalmente em países industrializados, resultam num consumo elevado de água *per capita* e consequentemente numa intensa falta de água (Fritzmann *et al.*, 2007).

De acordo com AQAREC (2006), a disponibilidade de água nos países europeus, obtida como uma média anual de fontes renováveis de água doce, varia de 51 Mm³/a em Malta até 382000 Mm³/a na Noruega, surgindo com valores de disponibilidade *per capita* anual que variam entre 131 m³/cap/a e aproximadamente 85500 m³/cap/a (Figura 1.1).

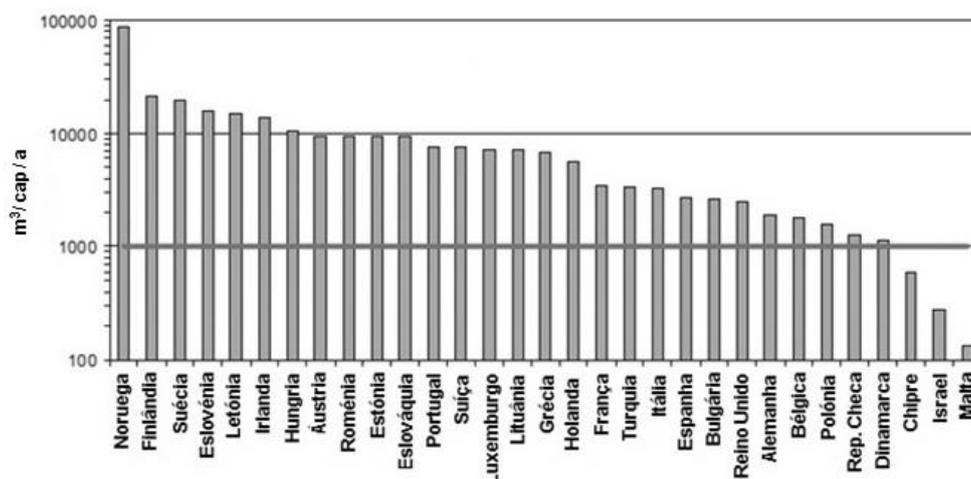


Figura 1.1 - Disponibilidade de água para países europeus e Israel *per capita* anual (adaptada de AQUAREC, 2006).

Segundo Bouwer (2000), a quantidade de água necessária para viver de acordo com os padrões de vida considerados adequados pelos países ocidentais e industrializados, é de cerca de 2000 m³ por ano por pessoa. Se a disponibilidade de água está entre 1000 e 2000 m³/cap/a, esse país está em stress hídrico. Se esses valores estiverem abaixo de 500 m³/cap/a então o país já está com escassez de água.

De acordo com esta classificação, os países podem ser divididos em três grupos. O primeiro grupo inclui a Dinamarca, Alemanha, Bélgica, Polónia, República Checa e Chipre como países em stress hídrico, enquanto que os recursos hídricos de Malta e Israel são ainda mais escassos. O segundo grupo constituído pelo Reino Unido, Bulgária, Itália, Espanha, Turquia e França, também têm que gerir as suas necessidades de água uma vez que contam apenas com uma disponibilidade *per capita* anual de 2500 to 3500 m³/cap/a. O terceiro grupo, que inclui Portugal, tem à sua disposição mais de 5000 m³/cap/a (AQUAREC, 2006).

A quantidade de água por cada país europeu varia de acordo com a população e com as características da sua economia e oscila entre os 73 m³/cap/a em Malta e os 1600 m³/cap/a na Bulgária (Figura 1.2). Fazendo a relação entre a água extraída e a disponível, fica-se com uma ideia da quantidade de stresse que é provocado nos recursos hídricos de cada país e que acaba por funcionar como indicador (índice de stresse) de uma necessidade mais urgente de gestão da água, de modo a assegurar o seu fornecimento a todos os sectores. A figura 1.3 mostra o índice de stresse hídrico, ou seja, a intensidade de uso da água (água extraída/água disponível), em percentagem, de uso da água para cada país e revela quais os níveis de stresse que cada país enfrenta.

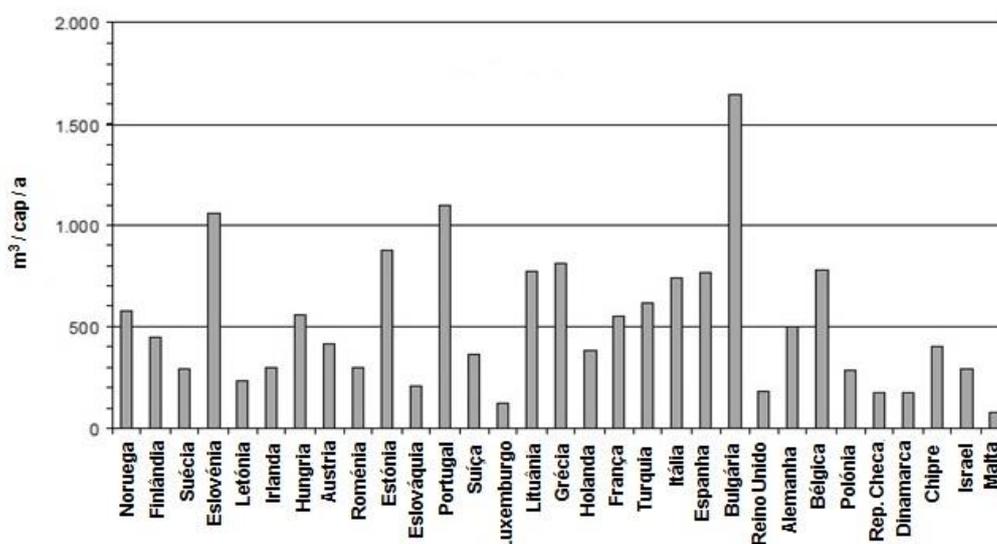


Figura 1.2 - Extração de água para países europeus e Israel *per capita* anual (adaptada de AQUAREC, 2006).

Estes níveis de stresse foram definidos pela OCDE (2003) e definem para que valores acima dos 40% é considerado stresse hídrico elevado, de 20% a 40% é classificado com médio-alto, enquanto que para valores inferiores a 10% define-se como stresse moderado. Este índice revela que metade da Europa, onde se inclui Portugal, enfrenta problemas de stresse hídrico e que países considerados sem qualquer problema com base na disponibilidade de água *per capita*, apresentam com base neste indicador uma classificação de stresse hídrico médio-alto. Por outro lado, países como a Dinamarca, Republica Checa e Polónia são avaliados como tendo stresse hídrico baixo, apesar da baixa disponibilidade de água existente (AQUAREC, 2006; Fritzmann *et al.*, 2007).

Por outro lado, existem diversos fatores que não são adequadamente refletidos na informação geral fornecida pelo índice de stresse hídrico. Por exemplo, devido a variações locais e sazonais, alguns países com um índice de stresse hídrico considerado baixo,

mostram sinais de sérios problemas de falta de água sendo um exemplo disso o Reino Unido que, apesar de estar no grupo de países com menor índice revela uma tendência para sofrer de secas bastante sérias na altura do verão, principalmente na zona sudeste do país (Fritzmann *et al.*, 2007).

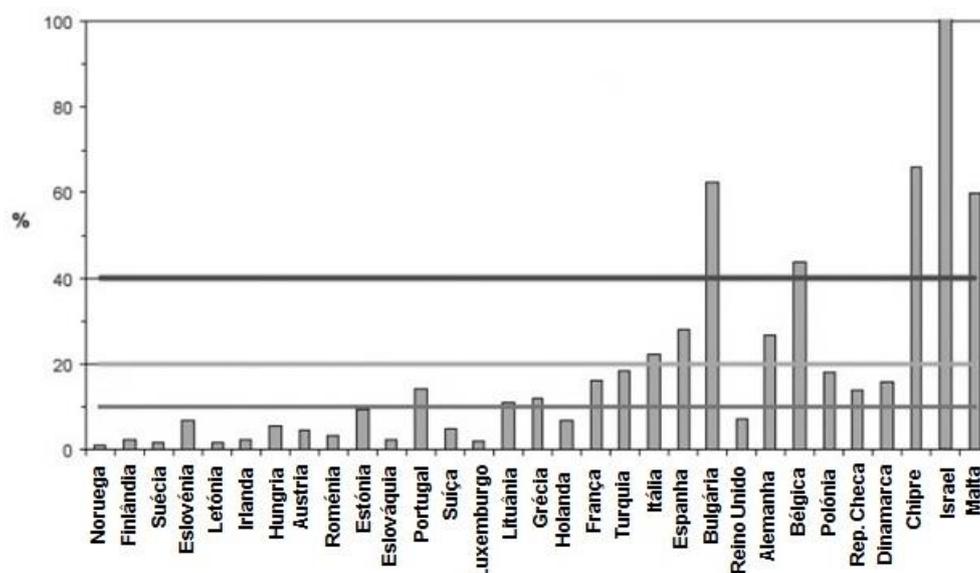


Figura 1.3 - Índice de stresse hídrico para países europeus e Israel *per capita* anual (adaptada de AQUAREC, 2006).

É cada vez mais frequente que o acesso a uma parte da água se torne cada vez mais difícil ou então esta apresenta uma baixa qualidade, e à medida que os recursos hídricos mais acessíveis são utilizados, surge uma dura competição entre os sectores da agricultura, indústria e abastecimento público de água. Esta competição pode levar ao aumento do preço da água, com consequente contração do desenvolvimento económico e problemas sociais em regiões onde o acesso à água é limitado (Fritzmann *et al.*, 2007).

A figura 1.4 ilustra a percentagem de água doce que é extraída pelos países europeus e Israel relativamente à água existente, para cada um dos diferentes setores: abastecimento público, agricultura, indústria e produção de eletricidade. Portugal insere-se no grupo dos países do Sul da Europa e Bacia do Mediterrâneo, que são aqueles que maior percentagem de água extraem para o sector da agricultura, em oposição aos países do norte cuja maior percentagem vai para a indústria.

Deste modo, é necessário que o consumo e a utilização da água tenham que estar sujeitos a regras que são cada vez mais apertadas, como forma de salvaguardar os recursos naturais. Em Portugal também é assim, estando a legislação atual sobre esta matéria a ser progressivamente adaptada às normativas comunitárias e ao progresso

científico e técnico. Com a aprovação da Lei da Água pela Assembleia da República, ficaram estabelecidas as bases e o quadro institucional para a gestão sustentável das águas. Esta Lei da Água estabelece os princípios a que deve obedecer a gestão da água, para além dos princípios gerais já consagrados na Lei de Bases do Ambiente (Braga e Morgado, 2007).

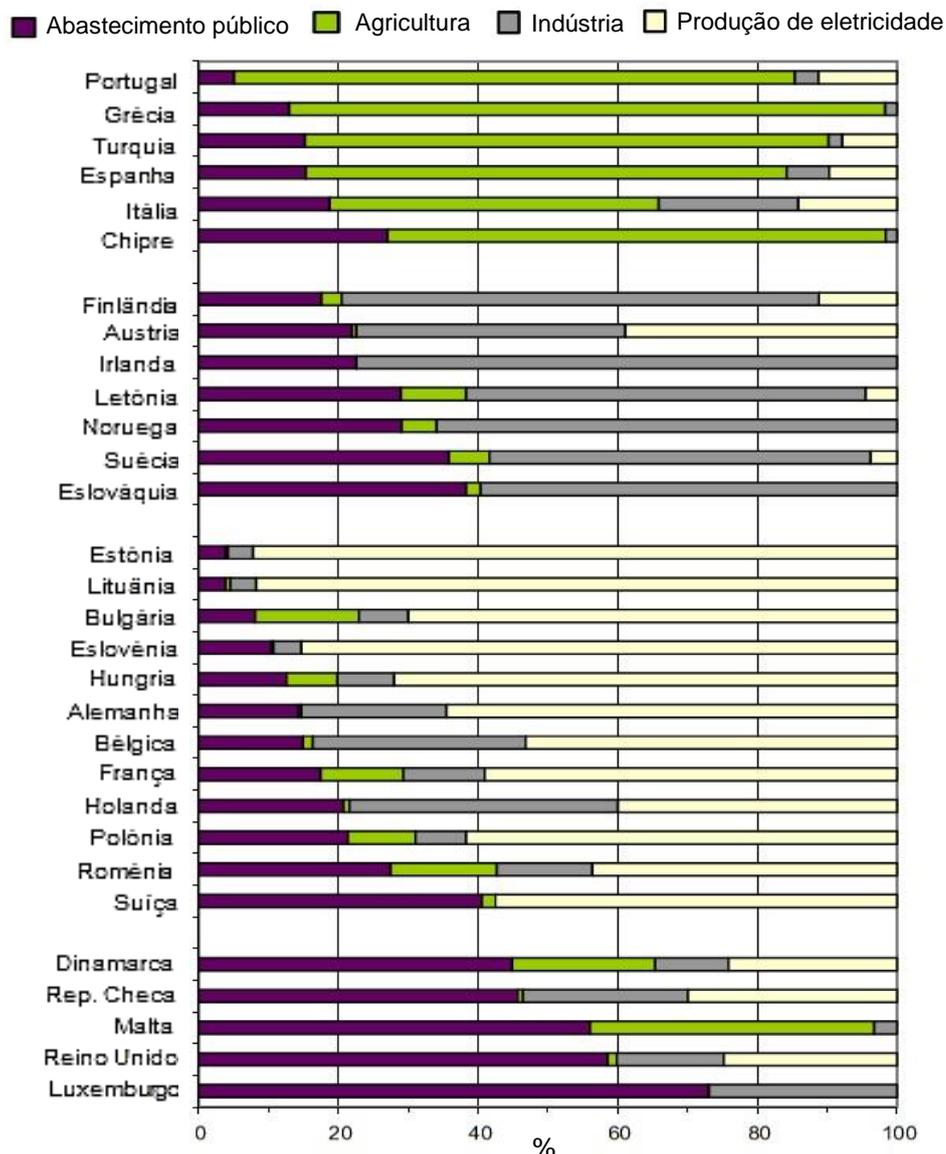


Figura 1.4 - Percentagem de extração total de água doce para os diversos setores (adaptada de AQUAREC, 2006).

A exploração de recursos naturais de água doce combinada com a cada vez maior exigência de água tem conduzido a uma crescente procura de alternativas de novas fontes de água para consumo e a dessalinização proporciona essa mesma alternativa, na medida em que disponibiliza água potável que de outra maneira não seria acessível para uso

agrícola, industrial e serviços de abastecimento (UNEP, 2001; Marcovecchio *et al.*, 2005; Fritzmann *et al.*, 2007).

A dessalinização tem sido um processo cada vez mais usado, principalmente nas regiões áridas da bacia do Mediterrâneo e do Médio Oriente. As populações destas regiões têm sofrido com a falta de água ou com a abundância desta mas com elevadas concentrações salinas e portanto inútil para qualquer aplicação (Mathioulakis *et al.*, 2007; Delyanis e Belessiotis, 2010). Devido às restrições impostas pelos elevados custos deste processo muitos países não têm capacidade financeira para suportar este tipo de tecnologia como forma de obter água potável. No entanto, a dessalinização da água do mar tem demonstrado ser uma tecnologia viável como forma de obtenção de água doce sem ser limitada pelas variações de precipitação (Khawaji *et al.*, 2008)

1.2 Dessalinização: revisão bibliográfica

A dessalinização da água é um dos métodos mais antigos utilizados pelo Homem como forma de tratamento da água, e hoje em dia ainda continua a ser uma solução muito comum (Qiblawey e Banat, 2008). É um meio de obtenção de água doce a partir da água do mar, que vem sendo utilizado desde há mais de 50 anos e hoje em dia mostra ser uma forma de produção de elevadas quantidades de água bastante viável, tanto a nível tecnológico como a nível económico, e com grande qualidade (El-Sadek, 2010).

Na natureza, a dessalinização solar origina a chuva quando a radiação solar é absorvida pelo mar e provoca a evaporação da água. Este vapor de água sobe para a atmosfera e é deslocado pelo vento. Uma vez atingido o ponto de orvalho, ocorre a condensação e a água doce cai na forma de chuva. Este processo básico é responsável pelo ciclo hidrológico e é o mesmo princípio em todos os sistemas de destilação usados pelo Homem utilizando fontes alternativas de aquecimento e arrefecimento (Qiblawey e Banat, 2008).

A água e a energia estão interligadas, uma vez que para converter água não utilizável em água doce, é necessário o consumo de energia, ainda que, por outro lado, a água seja por si só uma poderosa fonte de energia (Delyannis e Belessiotis, 2010).

A dessalinização requer grandes quantidades de energia para remover uma porção de água pura de uma fonte de água salgada e estima-se que para a obtenção de 1000m³ de água doce por dia, são necessárias 10000 toneladas de combustíveis fósseis (Kalogirou, 2005). Muitos países ricos em petróleo possuem em funcionamento várias centrais de dessalinização, que utilizam combustíveis fósseis como fonte de energia, de modo a complementar as tradicionais fontes de abastecimento de água mas em muitas zonas do

planeta as populações não têm dinheiro nem petróleo que lhes permita um desenvolvimento semelhante (Qiblawey e Banat, 2008).

Considerando a disponibilidade limitada, elevado custo e, sobretudo, os impactos ambientais negativos, é necessário procurar fontes alternativas para complementar ou substituir os combustíveis convencionais. Tendo em conta todos os problemas referidos, não é de estranhar que estejam a ser dados passos no sentido de utilizar fontes de energia renováveis, além das tradicionais, para a dessalinização da água (Fiorenza *et al.*, 2003). As fontes de energias renováveis, solar, eólica e geotérmica, já estão a ser utilizadas em várias centrais de dessalinização sendo a energia solar térmica uma das mais promissoras aplicações de energia renovável para a dessalinização da água (Qiblawey e Banat, 2008).

Charcosset (2009) elaborou uma revisão sobre os processos de dessalinização por membranas associados a diversas fontes de energias renováveis, como a energia solar, eólica, das marés e pressão hidrostática. Apresentou os principais resultados neste campo que incluem os princípios de funcionamento, fase de projeto e implementação, assim como modelos matemáticos e viabilidade económica de uma unidade deste tipo.

Kalogirou (2005) e El-Ghonemy (2012), também realizaram revisões sobre o trabalho que tem vindo a ser desenvolvido nestes últimos anos na área da dessalinização associada às energias renováveis, com principal ênfase para tecnologias e custos associados.

Os sistemas de energia solar são um substituto seguro para serem utilizados como uma inovadora fonte energética nas centrais de dessalinização. São a abordagem mais eficaz e viável para este tipo de sistemas, e para além disso são menos prejudiciais para o ambiente e economicamente competitivos quando comparados com os métodos tradicionais. A perspetiva económica para estes sistemas é mais considerável quando se trata de sistemas que operam em zonas mais remotas onde não existe acesso à rede pública, mas também é necessário ter em atenção outros fatores como o investimento inicial, incentivos económicos, custos com os módulos fotovoltaicos, fator de depreciação e preço de combustíveis fósseis (Mekhilef *et al.*, 2011).

Durante a fase de conceção de um sistema de dessalinização, alimentado por energias renováveis, é necessário selecionar o processo que mais se adequa ao método em particular. Devem ser considerados os seguintes fatores (Kalogirou, 2005):

- se o processo é o mais adequado para a utilização de energia renovável;
- a eficácia do processo no que se refere ao consumo de energia;
- a quantidade de água doce necessária numa aplicação em particular, em combinação com uma gama de aplicabilidade de vários métodos de dessalinização;
- os requisitos de tratamento da água;

- o custo do equipamento;
- a área necessária ou que pode ser disponibilizada para a instalação do equipamento.

Para além das energias renováveis como fontes de energia para os diversos processos de dessalinização, a utilização de resíduos sólidos urbanos (RSU) como fonte energética também surge como uma opção. Esta possibilidade foi abordada teoricamente por Abdel-Rahman *et al.* (2002), como forma de demonstrar a viabilidade de um sistema deste tipo, em que a energia térmica produzida pela combustão de RSU serviu como fonte de energia para o funcionamento de uma pequena central de destilação via compressão a vapor. Concluiu-se que esta tecnologia “amiga do ambiente”, que associa o tratamento de RSU através de incineração e a dessalinização, se revela bastante promissora para zonas mais isoladas e deixa em aberto a possibilidade para uma instalação deste tipo de modo a demonstrar a sua real eficácia.

-Contexto histórico

Herodotus (484 – 425 AC), historiador grego, e Hecateus de Militus (cerca de 500 AC) historiador e geógrafo grego, o fundador do estudo da geografia, consideraram o Egito como “uma dádiva do rio”, no entanto a história apresenta muitos exemplos onde a falta de água é e foi a causa do não progresso na evolução, ou da doença e morte, que apesar de tudo é uma situação que ainda se verifica nos dias de hoje em muitas zonas do mundo (Delyanis e Belessiotis, 2010).

Kalogirou (2005) na sua abordagem histórica sobre a dessalinização refere que já no século IV AC, Aristóteles fez a descrição de um método para evaporar água impura e depois condensá-la para obter água pura, no entanto historicamente a primeira aplicação de dessalinização da água do mar por destilação foi registada em desenho por um filósofo grego, Alexandre de Afrodísias, no século II DC onde retratava marinheiros gregos nesse processo de evaporação/condensação.

Registos do século XVII, que vão de encontro ao descrito por Alexandre de Afrodísias, mostram que as metodologias de dessalinização surgiram da necessidade de aumentar a autonomia dos navios em viagens muito longas. Se era possível dessalinizar a água do mar por um método simples de destilação, então não seria necessário levarem toda a água potável necessária para as suas viagens (Pinho, 2009; Laranjeira, 2010)

No entanto, a indústria da dessalinização teve início no começo do século XX, no ano de 1912 com a instalação de seis unidades de dessalinização por evaporação no Egito,

com uma capacidade de 75 m³/dia. No ano de 1928, foi instalada na ilha de Curaçao no Caribe, uma central dessalinizadora pelo processo de destilação artificial com uma produção de 50m³/dia. A sua capacidade de produção foi aumentada para 20000m³/dia em 1971 após a ampliação das suas instalações (Correia, 2008).

Durante a Segunda Guerra Mundial (1939-1945), centenas de dispositivos portáteis para dessalinização foram utilizados pelas tropas de diversos exércitos, e no princípio dos anos 50 iniciaram-se projetos de investigação com o intuito de reduzir o seu preço (Einav *et al.*, 2002).

As primeiras iniciativas para o aproveitamento da água do mar nos Estados Unidos da América datam de 1952, quando o Congresso aprovou a Lei Pública número 448, com a finalidade de criar meios que permitissem reduzir o custo da dessalinização da água do mar. O Congresso designou a Secretaria do Interior para fazer cumprir a lei, daí resultando a criação do *Office of Saline Water (OSW)*. O primeiro relatório científico que descreve o processo de dessalinização da água do mar foi publicado em 1971 pelo Secretário de Estado dos Estados Unidos da América, Thomas Jefferson (Einav *et al.*, 2002) e em 1973 surge a primeira central dessalinizadora por Osmose Inversa em Greensfield, Iowa, EUA, com uma capacidade de 470 m³/dia (Correia, 2008).

Em 1960 existiam apenas 5 centrais de dessalinização com uma taxa de produção total de 500 m³/dia (Ettouney e El-Dessouky, 2001).

O Chile foi um dos países pioneiros na utilização da destilação solar, construindo o seu primeiro destilador em 1961. Em 1964 entrou em funcionamento o alambique solar de Syni, ilha grega do Mar Egeu, considerado o maior da época, destinado a abastecer de água potável a sua população de 30.000 habitantes. A Grã-Bretanha, em 1965, já produzia 74% de água doce que se dessalinizava no mundo, num total de aproximadamente 190.000 m³ por dia. No Brasil, em 1970 foram realizadas algumas experiências com destilação solar sendo que em 1987 a Petrobrás iniciou o seu programa de dessalinização de água do mar, usando o processo da osmose inversa, para atender às suas plataformas marítimas tendo esse processo sido usado pioneiramente na Baía (Correia, 2008).

A primeira unidade de dessalinização por osmose inversa foi instalada na Arábia Saudita em 1979 e nesse mesmo ano, surge a primeira central de dessalinização instalada em território nacional, na ilha de Porto Santo. Esta foi a primeira central dessalinizadora de água do mar em território europeu a utilizar o processo da osmose inversa. Esta instalação é a única no nosso país que produz água para consumo humano sendo que a totalidade da ilha de Porto Santo é abastecida com água proveniente desta central de dessalinização, com exceção de duas unidades hoteleiras que têm produção própria. A sua capacidade de produção desta central é de 5500 m³/dia, com uma taxa de recuperação média de 38%, com

um custo de energia associados na ordem de 0,4 €/m³ e com uma área ocupada pela instalação é de 1570 m² (Correia, 2008).

Em Portugal Continental, o Grupo de Hotéis Pestana investiu na construção de uma central de dessalinização por osmose inversa (OI) para abastecer de água doce, as suas unidades hoteleiras no Alvor. A capacidade de produção instalada é de 800 m³/dia e serve para regas e para lavagens de áreas públicas dos empreendimentos. Esta unidade de dessalinização algarvia já valeu a este grupo hoteleiro o Prémio de Sustentabilidade atribuído pelo Turismo de Portugal. Apesar de estar em curso um projeto de dessalinização para o empreendimento Costa Terra no litoral alentejano, a unidade de dessalinização do Grupo de Hotéis Pestana é ainda caso único em Portugal Continental (Laranjeira, 2010).

Espanha foi a porta de entrada da indústria de dessalinização na Europa e ao longo das últimas quatro décadas foram construídas e colocadas em funcionamento mais centrais de dessalinização em todo o país (mais de 700 estações), concentrando-se principalmente junto à costa mediterrânea, onde são maiores as necessidades de água (Laranjeira, 2010). Espanha tem apostado na dessalinização da água do mar de modo a aliviar a escassez de água, intensificada pela seca. Atualmente, a estação de Carboneras na província de Almería, é a maior central de dessalinização do país com uma capacidade de produção de cerca de 123000 m³/dia (Correia, 2008).

Hoje em dia, as tecnologias de dessalinização são usadas por países de regiões áridas, semiáridas, ou delimitadas por lagos salinos ou oceanos. Os maiores produtores de água potável por dessalinização são Arábia Saudita (cerca de 10% da dessalinização mundial), Estados Unidos da América, Emirados Árabes Unidos, Espanha, Kuwait, Bahrain, Qatar e Oman, sendo os cinco primeiros países os líderes na capacidade de dessalinização. Atualmente existem mais de 12500 unidades de dessalinização a funcionar em mais de 120 países, produzindo cerca de 30×10⁶ m³ de água potável por dia, dos quais cerca de 20×10⁶ m³ são provenientes de dessalinização de água do mar e o restante de águas continentais subterrâneas. Isto sugere que a quantidade total de água doce produzida por ano, usando a dessalinização, seja cerca de 11×10⁹ m³ por ano (Ettouney e El-Dessouky, 2001; Qadir *et al.*, 2007; Pinho, 2009).

Em 2005, Israel abriu a maior central de dessalinização de água do mar por osmose inversa (330000 m³/dia) e nesse mesmo ano os Emirados Árabes Unidos abriram em Fujairah uma central que combina as tecnologias de Destilação Multi-Etapas (MSF) e OI para produção de 454000 m³/dia de água doce (Greenlee *et al.*, 2009).

Em Zhangzhi e Dachangshan, duas ilhas situadas perto da costa noroeste da China, foram instaladas duas unidades de dessalinização de água do mar por OI, devido à necessidade de água potável por causada pela falta dos recursos naturais necessários e

pela diminuição da quantidade de chuvas por ano. Em Dachangshan, é produzida água potável para um número de aproximadamente 89000 habitantes e em Zhangzhi para um número de aproximadamente 70000 habitantes. Na Grécia, o complexo hoteleiro “Porto Carras Grand Resort” decidiu no ano 2000, renovar e revalorizar o complexo devido à escassez de água de boa qualidade. Foi realizado um estudo e a análise das possibilidades dos recursos locais de água mas nenhum dos recursos hídricos adequados estavam disponíveis para fornecer uma boa qualidade de água. Assim, a dessalinização da água do mar por meio de osmose inversa foi a solução encontrada. (Laranjeira, 2010).

Em 2002, a capacidade global de dessalinização instalada era repartida principalmente entre dois processos, cerca de 40% da dessalinização realizada é por Destilação Multi-Etapas (MSF) e 45% por osmose inversa (OI). Os restantes 15% são repartidos pelas restantes tecnologias de dessalinização, a destilação multi-efeitos (MED), a destilação via compressão a vapor (VCD) e a eletrodialise (ED) (El-Ghonemy, 2012).

No entanto, ainda existem desafios no sentido de produzir água dessalinizada para comunidades relativamente grandes, para o seu crescimento contínuo, desenvolvimento e saúde, e também para uma agricultura moderna e eficiente, a preços acessíveis (El-Sadek, 2010).

1.3 Processos de dessalinização

A dessalinização, de um modo geral, é o processo utilizado para remover sais da água do mar ou de águas salinas. De acordo com Organização Mundial de Saúde (OMS), o limite permitido para a salinidade da água é de 500 partes por milhão (ppm) e que em casos especiais pode ir até 1000 ppm, enquanto que a maior parte da água disponível na Terra pode atingir valores de 10000 ppm de salinidade, a água do mar tem normalmente uma salinidade com valores entre 35000-45000 ppm na forma de sais dissolvidos (Kalogirou, 2005; Eltawil *et al.*, 2009).

Este processo pode ser conseguido utilizando diferentes técnicas. As tecnologias de dessalinização industrial usam tanto, métodos térmicos assim como membranas semipermeáveis para separar o solvente de alguns solutos. Deste modo, as técnicas de dessalinização podem ser classificadas nas seguintes categorias: processos térmicos (processos com mudança de fase) e separação por membranas (processos sem mudança de fase) (Kalogirou, 2005).

Historicamente, as tecnologias térmicas são aquelas que têm dominado o mercado da dessalinização, principalmente no Médio Oriente, onde os baixos custos energéticos e a centrais de cogeração em grande escala têm garantido a ascensão deste tipo de tecnologias. Países como Arábia Saudita, Emirados Árabes Unidos e Kuwait, por si só

somam mais de 40% da capacidade de dessalinização mundial, principalmente pelo uso de destilação multi-etapas. Estes processos imitam o ciclo natural da água de evaporação e condensação, e o produto obtido é água com uma concentração de sais muito reduzida (Eltawil *et al.*, 2009; Mezher *et al.*, 2011). A energia térmica pode ser obtida através de fontes convencionais, como os combustíveis fósseis e energia nuclear, ou através de fontes não convencionais como energia solar ou geotermal. Nos processos de membrana, a eletricidade é usada tanto para as bombas de alta pressão como para a ionização dos sais contidos na água salina (El-Ghonemy,2012).

1.3.1 Dessalinização térmica

A dessalinização por destilação é considerada uma das mais antigas tecnologias utilizadas na remoção de sais da água do mar e de águas salinas. Este tipo de tecnologia tem vindo a ser desenvolvida ao longo do tempo, tendo derivado dela diferentes métodos tais como a destilação multi-etapas (MSF), a destilação multi-efeitos (MED) e a destilação via compressão a vapor (VCD) (UNEP, 2001).

-Destilação Multi-Etapas (MSF)

A destilação multi-etapas é o método de destilação mais comum e baseia-se no princípio da evaporação. Divide-se em duas secções, uma de rejeição de calor e outra de recuperação de calor. Neste processo a água do mar é evaporada através da redução da pressão em oposição ao aumento da temperatura. Deste modo, parte da água transforma-se em vapor e a restante água quente vai passando através das restantes etapas/câmaras (Figura 1.5). Estas câmaras apresentam temperaturas e pressões que vão decrescendo sucessivamente, levando à transformação da água em vapor, sendo que a pressão em cada compartimento é mantida em valores inferiores à pressão de saturação. Com este processo, a água vai perdendo os sais ao longo de cada etapa e o vapor é então condensado, transformando-se em água doce (UNEP, 2001; Khawaji *et al.*, 2008).

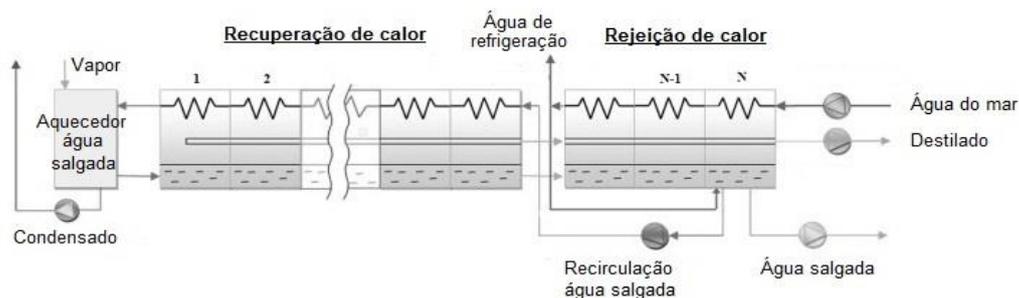


Figura 1.5 - Princípio de funcionamento de um sistema de destilação multi-etapas (MSF) (adaptada de Hosseini et al., 2011).

Este processo exige um fornecimento externo de vapor (entre 90-100°C) onde a temperatura máxima é limitada pela concentração em sais, de modo a evitar incrustações, e esta limitação acaba por influenciar o desempenho do processo (Eltawil *et al.*, 2009). Atualmente, as instalações comerciais deste tipo de tecnologia são projetadas com 10-30 etapas em que há um decréscimo de temperatura de 2°C por etapa (Kalogirou, 2005).

As principais vantagens da MSF estão relacionadas com a simplicidade do processo, características do desempenho, controlo de incrustações a grande capacidade de produção de água (35000-45000 m³/dia) com alguma qualidade e com o recurso a pouca energia. Além disso, tem uma flexibilidade relativamente elevada no que se refere à salinidade de água de entrada, apesar de ser necessário um tratamento inicial, e não requer grandes competências operacionais. As desvantagens dizem respeito principalmente aos elevados requisitos de construção, que implicam a construção de edifícios e aquisição de equipamentos de grande qualidade, de modo a reduzir os custos de manutenção (limpeza contínua das câmaras) devido à rápida corrosão dos materiais e tem também uma taxa de conversão relativamente baixa (Kalogirou, 1997, UNEP, 2001).

-Destilação Multi-Efeitos (MED)

A destilação multi-efeitos, tal como acontece com a MSF, é um método composto por um determinado número de elementos, com o nome efeitos. O vapor de um efeito é utilizado como fluido de aquecimento no efeito seguinte enquanto condensa, levando à evaporação de uma parte da água salgada. Este processo vai se repetindo ao longo de todos os efeitos que compõem o sistema (Figura 1.6) e para que este processo seja possível, o efeito aquecido deve ser mantido a uma pressão inferior à do efeito que o precede. As soluções condensadas por todos os elementos são usadas para aquecer a água salgada ou água do mar que entra no sistema, sendo que a maioria do destilado é produzido por ebulição. Ao contrário do que acontece no processo de MSF, a destilação multi-efeitos funciona como um

sistema de apenas um sentido sem a recirculação dos sais, o que reduz a energia necessária para bombagem e a tendência para incrustações (Kalogirou, 2005).

A MED é em tudo semelhante à MSF no que refere às vantagens de implementação de um sistema deste tipo, mas diferencia-se principalmente em dois aspetos que são a excelente qualidade de água produzida (menos de 30 ppm) e os baixos custos referentes ao investimento efetuado. Apesar dos custos mais reduzidos, requer grandes espaços e tem um período de construção bastante longo. Outros aspetos desfavoráveis têm a ver com a baixa taxa de conversão da água de alimentação tal como acontece com MSF, e com a dificuldade em monitorizar a qualidade da água. As dificuldades de operação e manutenção deste sistema de dessalinização resultaram numa redução do seu uso (UNEP, 2001).

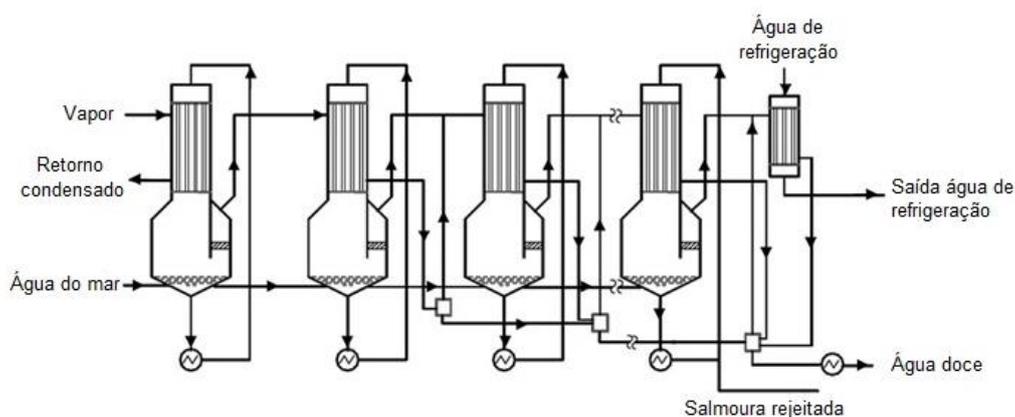


Figura 1.6 - Princípio de funcionamento de um sistema de destilação multi-efeito (MED) (adaptada de Kalogirou, 2005).

-Destilação via Compressão a Vapor (VCD)

Na destilação via compressão a vapor, o vapor de água é retirado da câmara de evaporação utilizando um compressor. A temperatura de condensação é assim aumentada e o vapor pode ser usado para fornecer energia à etapa de onde provém ou a outras etapas, e tal como acontece num sistema MED, o vapor produzido no primeiro efeito é usado como fonte de calor para o seguinte, que se encontra a uma pressão mais baixa. O vapor produzido no último efeito, passa então para o compressor de vapor onde é comprimido e a sua temperatura de saturação é aumentada antes de regressar ao primeiro efeito. O compressor representa a maior entrada de energia do sistema e desde que o calor latente seja efetivamente reciclado em torno da central, o processo tem potencial para ter um elevado rácio de desempenho (UNEP, 2001; Kalogirou, 2005).

A destilação via compressão a vapor pode ser dividida em dois tipos de sistemas de acordo com a origem do vapor produzido: destilação via compressão a vapor mecânica (MVCD) e destilação via compressão a vapor térmica (TVCD). A destilação via compressão mecânica utiliza um compressor mecânico para comprimir o vapor, enquanto que a térmica usa um compressor de jacto a vapor (Kalogirou, 2005).

Trata-se de um sistema de dessalinização que ocupa pouco espaço, com um curto período de implementação e com flexibilidade de produção e funcionamento. A água obtida é de excelente qualidade, cerca de 20 ppm. As principais desvantagens estão relacionadas com os elevados custos operacionais e a elevada quantidade de energia necessária. A qualidade da água é impossível de monitorizar (UNEP, 2001).

1.3.2 Separação por membrana

Os processos de filtração por membranas nos últimos 20 anos têm vindo a desempenhar um importante papel nos processos de separação a nível industrial. Tem vindo a afirmar-se com uma tecnologia primária, como garantia da pureza, segurança e eficácia dos tratamentos de água ou efluentes, sendo que a dessalinização é uma das maiores aplicações deste tipo de processo em todo o mundo (Pak *et al.* 2008). Atualmente, as membranas constituem a principal inovação tecnológica no tratamento de água, desde o desenvolvimento das metodologias tradicionais de tratamento de água (Monteiro, 2009).

As membranas, de um modo geral, podem ser classificadas de acordo com a sua natureza e estrutura ou morfologia. No que se refere à sua natureza, as membranas podem dividir-se em biológicas (vivas ou não vivas) e sintéticas (orgânicas ou inorgânicas) e a nível estrutural podem classificar-se como simétricas (porosas ou não porosas) e assimétricas. As membranas simétricas apresentam uma espessura que varia entre os 100 e os 200 μm e as assimétricas são constituídas por uma camada homogénea, muito fina, com uma espessura entre os 50 e os 150 μm (Portal de Engenharia Química, 2012).

A grande maioria das membranas são polímeros orgânicos e de fato, a grande parte das membranas usadas comercialmente, são à base de polímeros. No entanto, nestes últimos anos, o interesse em membranas formadas por materiais menos convencionais tem aumentado. As membranas cerâmicas, um tipo especial de membranas microporosas, têm sido utilizadas na Ultrafiltração (UF) e Microfiltração (MF) devido a exigência de estabilidade térmica e resistência ao solvente que este tipo de processos exige (Baker, 2004).

Os processos de separação por membranas são realizados através de filtração cruzada (Figura 1.7), em que a solução flui paralelamente à superfície da membrana, enquanto que o permeado se move perpendicularmente ao escoamento de entrada (Farrel, 2008). Durante este processo, ocorrem condições favoráveis ao entupimento da membrana,

devido à acumulação dos solutos rejeitados que conduzem à formação de uma camada concentrada e que acaba por oferecer uma resistência adicional à transferência de massa. Este fenómeno designa-se por polarização da concentração (Farrell, 2008; Portal de Engenharia Química-Membranas, 2012).

A osmose inversa é sem dúvida o processo de dessalinização por membrana mais utilizado no mundo (cerca de 53% da dessalinização total), uma vez que é capaz de rejeitar praticamente todo o material coloidal ou dissolvido presente na água, produzindo uma salmoura concentrada e um permeado que consiste em água quase pura. Apesar da osmose inversa ter vindo a ser usada para concentrar matéria orgânica, hoje em dia o seu uso mais frequente está relacionado com a dessalinização de água do mar (Fritzmann *et al.*, 2007; Mezher *et al.*, 2011).

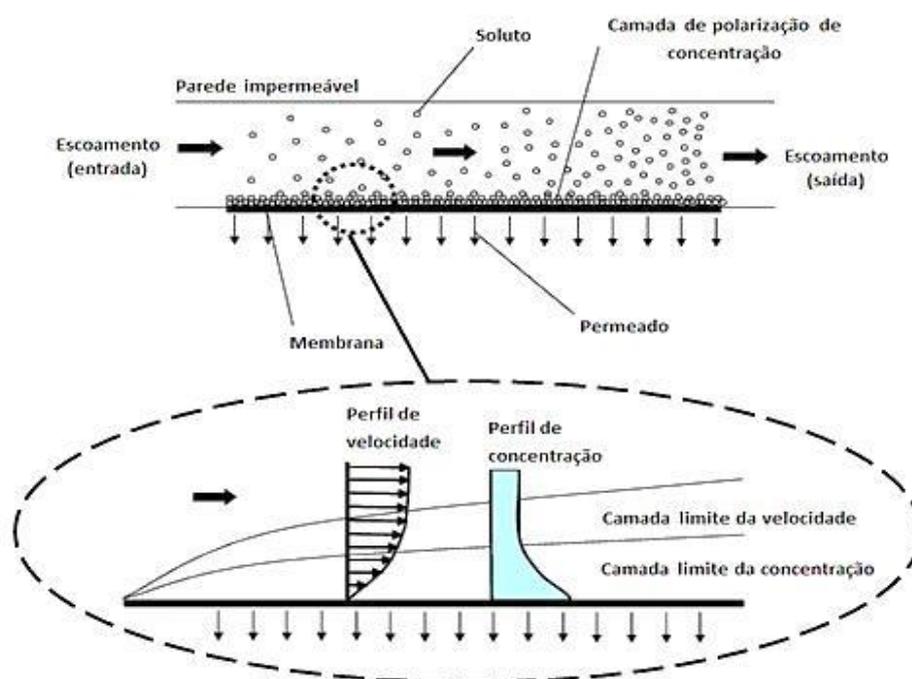


Figura 1.7 - Esquema representativo de filtração cruzada (adaptada de Farrel, 2008).

-Eletrodialise

A eletrodialise surgiu, de forma comercial, na década de 50 e nos últimos 30 anos tem sido usada normalmente na dessalinização de água salobra (baixa salinidade). Este método utiliza um campo elétrico para mover os iões de sal na água salobra de forma seletiva, fazendo com que a solução concentrada passe através da membrana deixando

para trás a água. Neste processo, após determinado período de tempo a polaridade é invertida, mudando a direção dos íons de modo a evitar incrustações e a colmatção da membrana (Charcosset, 2009; Mezher *et al.*, 2011).

A energia necessária para o processo é de acordo com a salinidade da água de entrada, assim quanto maior o teor em sais mais energia será necessária sendo aconselhável que não ultrapasse 6000 ppm de sólidos dissolvidos. Do mesmo modo, devido à baixa condutividade que eleva a exigência de energia, este método não se adequa à dessalinização de água com teor de sólidos dissolvidos, inferior a 400 ppm (El-Ghonemy, 2012). Uma das principais desvantagens da ED está na qualidade da água dessalinizada que depende da qualidade da água de entrada. As grandes vantagens deste método, é que possui uma taxa de conversão de cerca de 80% e os custos associados à sua implementação e operação não são muito elevados. Também não exige grandes espaços ou equipamento de grandes dimensões (UNEP, 2001).

-Osmose inversa (OI)

A osmose é um processo que depende das propriedades de membranas semipermeáveis, em que ocorre uma passagem espontânea de água de uma solução diluída para uma solução mais concentrada devido à influência da pressão osmótica. Quando se aplica uma pressão superior à pressão osmótica da solução contra a direção do caudal, o sentido é invertido e a água desloca-se então da solução mais concentrada para a menos concentrada (Figura 1.8), resultando assim na tecnologia osmose inversa (OI) (Kalogirou, 2005). De modo a aumentar a pressão osmótica é necessário aplicar pressões bastante elevadas, no caso da dessalinização cerca de 55 a 68 bar mas no caso da água salobra, com menor concentração em sais, estes valores podem ser mais reduzidos devido a uma pressão osmótica mais baixa da água salobra de entrada (Fritzmann *et al.*, 2007).

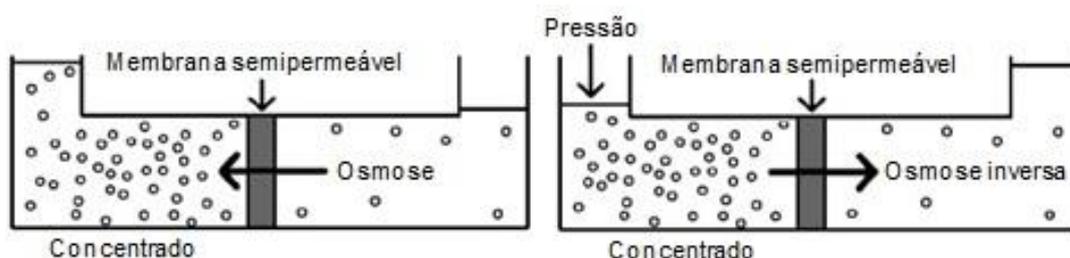


Figura 1.8 - Processo de osmose inversa (adaptada de Oristanio *et al.*, 2006).

Um sistema de osmose inversa é composto por um processo de pré-tratamento, bomba de alta pressão, um conjunto membranas e um pós-tratamento com mostra a figura 1.9. Nas instalações mais modernas de OI já é possível encontrar sistemas de recuperação de energia. A descarga da salmoura (concentrações entre 20% a 70%) é normalmente a pressões muito elevadas enquanto que a da água doce é a pressões mais baixas. A energia de pressão da salmoura é reaproveitada sendo novamente introduzida no caudal de entrada, com recurso a permutadores de pressão. A utilização destes sistemas de recuperação de energia juntamente com o aperfeiçoamento de membranas, têm resultado numa redução generalizada dos custos de sistemas de osmose inversa para dessalinização (Kalogirou, 2005; Mezher *et al.*, 2011).

A energia necessária para uma unidade de OI varia de acordo com diferentes parâmetros, embora o principal seja a salinidade da água. A energia específica consumida é a mais baixa quando comparada com outros tipos de tecnologias comerciais de dessalinização (Mezher *et al.*, 2011).

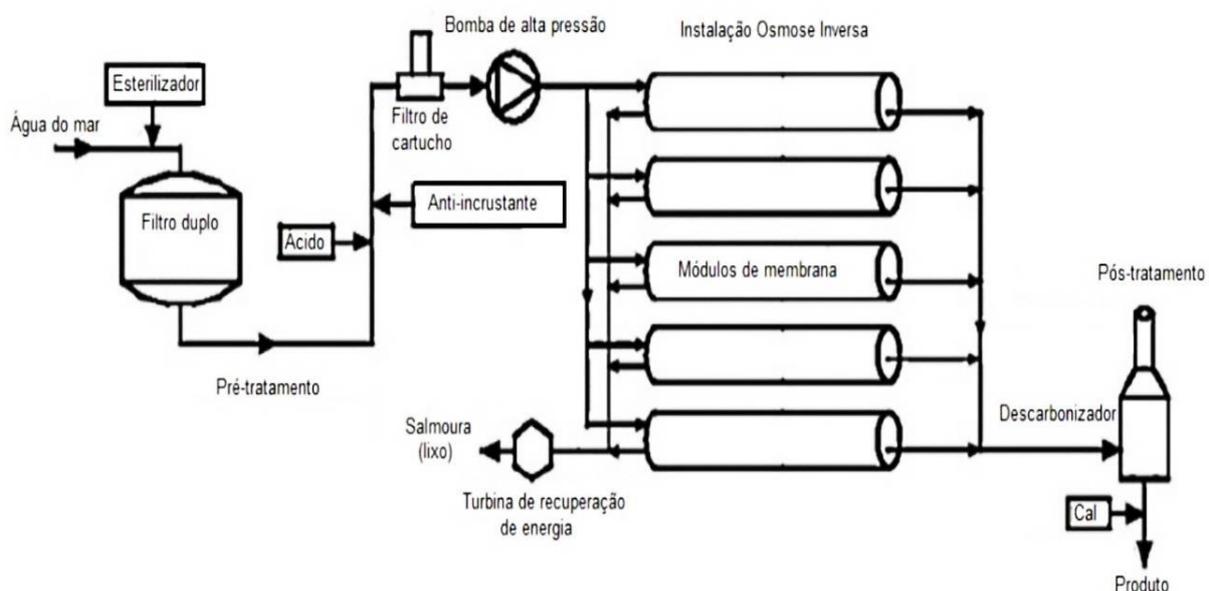


Figura 1.9 - Princípio de funcionamento de um sistema de osmose inversa (adaptada de Kalogirou, 2005).

A nível comercial, encontram-se disponíveis os módulos de membrana enrolados em espiral, fibras ocas, tubulares e compactos. De entre estes módulos, os mais comuns são os módulos de fibras ocas e os de membranas enrolados em espiral devido à sua razão área/volume, embora a preferência a nível industrial recaia sobretudo nos módulos de membranas enrolados em espiral. O desempenho de um módulo de membrana enrolado em

espiral (Figura 1.10) depende de vários fatores tais como a geometria da folha (número e dimensões), altura do canal, espaçadores, propensão a incrustações, facilidade de limpeza e condições de operação (Schwinge *et al.*, 2004).

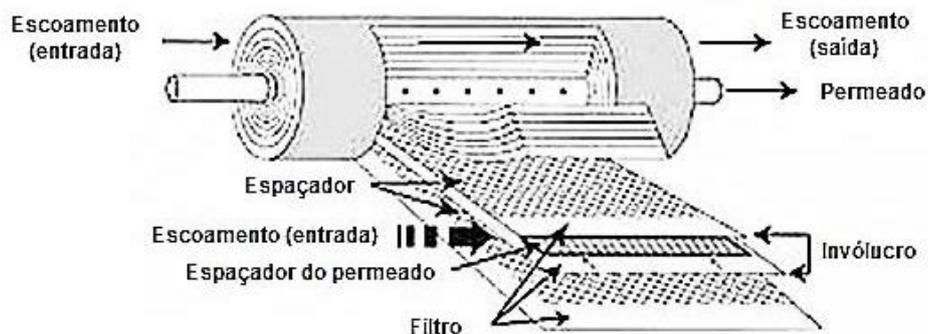


Figura 1.10 - Esquema de um módulo de membrana enrolado em espiral (adaptada de Geraldtes *et al.*, 2002).

O aparecimento destes módulos compactos, veio acabar com a dificuldade tecnológica que existia para colocar grandes áreas de membranas em volumes pequenos, o que resultava em taxas de permeação fracas. Deste modo, os avanços nas membranas de OI, nanofiltração (NF) e de ultrafiltração (UF), que foram incorporadas nestes módulos, fizeram com que surgissem unidades de grande escala para a produção de água pura e ultrapura, assim como a obtenção de maiores taxas de permeação que permitem separar efluentes e resíduos com custos moderados, bem como solutos de indústrias alimentares e farmacêuticas (D'Almeida, 2008). As membranas de microfiltração (MF) são usadas para reduzir a turbidez e remover sólidos suspensos e bactérias. MF opera através de um mecanismo de crivagem sob baixas pressões. A NF, UF e MF são consideradas como tecnologias de suporte (Mezher, 2011).

A osmose inversa tem menos problemas relacionados com a corrosão dos equipamentos e menor exigência energética quando comparada com os outros métodos. A sua taxa de recuperação é maior que a dos processos térmicos e tem a vantagem de eliminar contaminantes, por exemplo pesticidas, que possuem um ponto de evaporação menor do que o da água e que de outra forma acabariam condensados junto do produto final. A instalação de uma unidade deste tipo requer um espaço muito menor e a sua implantação é menos demorada e mais simples. O impacto dos resíduos no meio ambiente é menor, uma vez que não ocorre aquecimento de água (Pinho, 2009).

1.3.3 Separação mista

Os sistemas de dessalinização mistos ou híbridos combinam os processos térmicos e de membrana para adicionar características económicas e técnicas do sistema integrado. Algumas das vantagens desta combinação incluem a flexibilidade na operação, menor consumo de energia específica, baixos custos associados à construção e melhor conjugação entre energia e água. Normalmente as combinações mais utilizadas a nível industrial são as MSF-OI e MED-OI. A presença de uma unidade de OI compensa a inflexibilidade das tecnologias térmicas MSF/MED de modo a acompanhar as exigências das variáveis e permitir a mistura do produto da OI e MSF/MED, o que reduz ou até mesmo elimina os custos de pós-tratamento. Duas grandes centrais deste tipo estão já instaladas nos Emirados Árabes Unidos, um dos cinco países líderes na capacidade de produção de água dessalinizada (Mezher, 2011).

1.4 Impactes ambientais

A introdução de unidades de dessalinização está associada a sérios impactos ambientais nas áreas adjacentes às plantas de produção, sendo o principal deles as descargas não controladas do concentrado (salmoura) que pode contaminar aquíferos e prejudicar ecossistemas aquáticos. Esta salmoura para além do elevado teor em sais pode também conter químicos de pré-tratamento, materiais corrosivos, contaminantes nucleares (quando ligadas a centrais nucleares), entre outros e, no caso de dessalinização de água do mar, as soluções são despejadas em mar aberto (Qadir, 2007; Pinho, 2009; Mezher, 2011).

O perfil químico do concentrado de dessalinização varia conforme a composição da água de alimentação, a metodologia de dessalinização usada, sua respetiva taxa de recuperação e agentes químicos utilizados na fase pré-tratamento (Pinho, 2009). No que diz respeito à nocividade do concentrado que é descarregado, os sais dissolvidos totais, temperatura e peso específico da descarga, são de extrema importância pois provocam estragos no ambiente aquático, uma vez que resultam na acumulação de sais. A descarga da totalidade de sais dissolvidos é diretamente proporcional à percentagem de recuperação da central. A descarga de água quente e consequente aumento de temperatura pode também afetar a vida aquática (Mezher, 2001).

O mesmo autor faz também referência à emissão de CO₂ proveniente na energia térmica e elétrica usada no processo de dessalinização que acaba por resultar em poluição atmosférica. Geralmente, quanto menor for a energia necessária para o processo, menor será este tipo de impacte ambiental indireto.

De um modo geral, as características dos efluentes de unidades de dessalinização são a elevada concentração de sais, as substâncias químicas de pré-tratamento como biocida, coagulantes, dióxido de enxofre, polímeros e, em alguns casos, a combinação com a quantidade de resíduos que contêm substâncias químicas de pré-tratamento, lavagem e limpeza, bem como a temperatura elevada em relação à água do mar (Sommariva *et al.*, 2004; Baalousha, 2006).

A dessalinização, apesar destes impactes no meio ambiente, também apresenta vantagens ambientais. Einav *et al.* (2002) aponta como principais vantagens o aumento da qualidade da água de abastecimento e de saneamento, uma vez que a água dessalinizada é livre de poluentes, de materiais carcinogénicos, orgânicos e vírus, assim como de cor, maus cheiros e sabores. A consequente redução da dureza da água (concentração elevada de sais de Cálcio (Ca^{2+}) e Magnésio (Mg^{2+}) na água) traz vantagens para os agregados familiares comuns, uma vez que ao diminuir a concentração destes sais na água, previne entupimento de tubagens, formação de incrustações, melhoria na eficiência das lavagens de roupa e loiça. No caso das indústrias, as vantagens incluem a redução das despesas no amolecimento (remoção de Mg^{2+} e Ca^{2+}) da água poupando na utilização de materiais anti-incrustações, etc. Este amolecimento da água também diminui a necessidade de detergentes, o que leva a um melhoramento das águas residuais. No que se refere à agricultura e ambiente, é esperado que a dessalinização reduza a salinidade das águas residuais tratadas, com todas as implicações relacionadas, incluindo a possibilidade de fazer uso intensivo deste tipo de águas, nas várias aplicações agrícolas e mesmo para água potável.

Tendo em atenção todos estes aspetos, favoráveis e desfavoráveis, é necessário aplicar regulamentações quanto à qualidade dos efluentes lançados no meio ambiente. Mohamed *et al.* (2005) e Jordan *et al.* (2009) apontam algumas alternativas nesse sentido:

- ajustes nos mecanismos de evaporação na dessalinização térmica, uma vez que o tamanho do tanque de evaporação influencia a taxa de produção do concentrado;
- conversões químicas a partir do resíduo;
- tratamento de extração de minerais do efluente;
- aplicações em biotecnologia;
- a alta salinidade e alcalinidade, aliado a disponibilidade de altas temperaturas e radiação solar típicas das áreas onde a dessalinização é realizada, pode constituir uma forma de produção de tilápias e Spirulina; ambos produtos de alto valor comercial.

No essencial, é necessário pôr em prática regulamentações adequadas, políticas e práticas adequadas, de modo a prevenir impactes negativos nas áreas adjacentes e no ambiente em geral (Qadir *et al.*, 2007).

1.5 Custos associados à dessalinização

Os custos são um importante fator na implementação de tecnologias de dessalinização. São vários os fatores que afetam os custos da dessalinização, mas geralmente os custos estão relacionados com o local de implementação e depende de várias variáveis: qualidade da água de alimentação e custos a ela associados, capacidade da central, as características do local e respetivas exigências legais (licenciamentos) (Younos, 2005; El-Ghonemy, 2012).

Os custos da implementação de uma central de dessalinização podem ser classificados como custos de construção (custos iniciais) e custos de operação e manutenção. Os custos de construção incluem custos capitais diretos e indiretos. Os custos diretos englobam os gastos com a aquisição do terreno, equipamentos, edifícios e o tipo de descarga de efluentes. Os custos indiretos normalmente são estimados como uma percentagem dos custos diretos totais e incluem seguros, despesas gerais de construção, despesas do proprietário e contingências (El-Ghonemy, 2012).

Os custos de operação e manutenção, de acordo com Younos (2005), consistem em despesas fixas normalmente seguros e amortizações, e despesas variáveis sendo que os maiores custos estão relacionados com a mão-de-obra, energia, químicos e manutenção.

As despesas com a mão-de-obra podem ser específicas do local e dependem do tipo de proprietário (público ou privado) ou de algum tipo especial de acordo.

Custos energéticos dependem da disponibilidade de fontes de energia de baixo custo.

O uso de químicos depende principalmente da qualidade da água de alimentação, do grau de pré e pós-tratamento e processos de limpeza, e é também afetado pelo tipo e quantidade de químicos assim como pelo seu preço no mercado.

O custo de manutenção está relacionado com a frequência da substituição das membranas, que é afetada pela qualidade da água a dessalinizar. No caso de sólidos totais dissolvidos (STD) da água salobra, a taxa de substituição da membrana é de cerca de 5% dos custos correspondentes a despesas de manutenção, enquanto que para águas com grande teor de STD, a substituição pode atingir cerca de 20% dos custos totais de manutenção anual. As despesas com a manutenção são tipicamente inferiores a 2% do orçamento total anual.

Como é sabido, por uma questão prática, os processos de dessalinização (ou qualquer outro processo na prática) não conseguem funcionar com uma eficiência perfeita. As considerações relativas aos projetos mostram que esses sistemas quando funcionam perto da eficiência energética ideal (perto da reversibilidade termodinâmica) serão maiores em tamanho e deste modo acarretam maiores encargos financeiros. Por outro lado, unidades menos eficientes energeticamente podem ser de menores dimensões e assim com menos custos. Assim, para a maior parte das aplicações práticas, existe um equilíbrio entre os custos económicos e os energéticos que levam a um projeto ideal da central e a um custo mínimo da água obtida. Em resumo, o melhor projeto não é necessariamente o mais eficiente no que se refere à energia (Figura 1.10). É necessário ter em conta que para aplicações especiais, pode ser preciso ter em consideração outro tipo de parâmetros no projeto, tais como tamanho e peso. A energia mínima teórica para a dessalinização da água do mar é um pouco menos de 3kJ/kg de água (Miller, 2003).

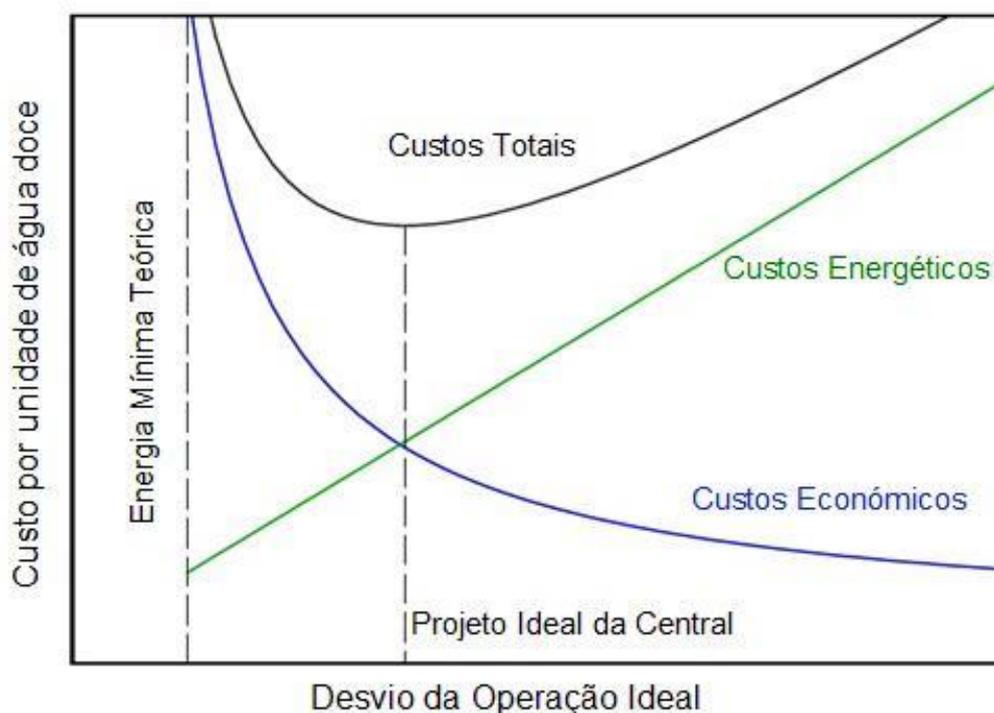


Figura 1.11 - Relação de perda e ganho entre custos económicos e consumo de energia para um caso prático de um sistema de dessalinização (adaptada de Miller, 2003).

O valor real para a dessalinização da água do mar, para os sistemas convencionais, varia entre 0,4 a 3,00 €/m³, enquanto que para a dessalinização de água salobra fica em cerca de metade. Quando são usadas as fontes de energia renováveis, o custo é muito elevado, podendo em alguns casos atingir os 15 €/m³, uma vez que a energia para os

sistemas de abastecimento é cara. No entanto, este custo acaba por ser contrabalançado pelos benefícios ambientais. Os métodos térmicos são utilizados principalmente em sistemas de grande e média dimensão, enquanto os métodos de membrana, são usados em sistemas de capacidade média e baixa. No entanto, durante os últimos anos, a OI é a melhor escolha até mesmo em unidades de maior dimensão e não só em sistemas de capacidade mais baixa como é mais frequente. É o processo dominante na dessalinização de água salobra, tem o custo mais baixo, sobretudo devido ao baixo consumo de energia e aos recentes avanços tecnológicos realizados em membranas (Karagiannis e Soldatos, 2008; Laranjeira, 2010).

Esforços tecnológicos têm sido desenvolvidos no sentido de reduzir os custos de investimento, operação, manutenção mas especialmente nos custos de energia. Assim vários trabalhos têm sido realizados nesse sentido como por exemplo Hosseini *et al.* (2012), com o objetivo de otimizar custos associados a estas tecnologias.

Diversas publicações sobre custos de dessalinização associam dessalinização e energias renováveis, e revelam que os valores estimados variam de acordo com a localização e o custo por metro cubico de água, que diferem de instalação para instalação. Esta variabilidade deve-se ao fato do custo da água depender de fatores muito específicos, sendo os mais importantes o método de dessalinização, salinidade da água a tratar, fonte de energia do sistema, capacidade da instalação de dessalinização e fatores relacionados com o local de instalação (Karagiannis e Soldatos, 2008). As tabelas 1.1 e 1.2 resumem os custos da dessalinização relativamente à capacidade da unidade de dessalinização e à fonte de energia utilizada no processo.

Tabela 1.1 - Capacidade da unidade de dessalinização e custo da água produzida (adaptada de Karagiannis e Soldatos, 2008).

	Capacidade (m ³ /dia)	Custo (€/m ³)
Água salobra	<1000	0,63€ - 1,06€
	5000-60000	0,21€ - 0,43€
Água do mar	<1000	1,78€ - 9,00€
	1000-5000	0,56€ - 3,15€
	12000-60000	0,35€ - 1,30€
	>60000	0,40€ - 0,80€

Tabela 1.2 - Tipo de energia utilizada e custo da água produzida (adaptada de Karagiannis e Soldatos, 2008).

	Tipo de energia	Custo (€/ m3)
Água salobra	Convencional	0,21€ - 1,06€
	Fotovoltaica	4,5€ - 10,32€
	Geotérmica	2€
Água do mar	Convencional	0,35€ - 2,70€
	Eólica	1,00€ - 5,00€
	Fotovoltaica	3,14€ - 9,00€
	Coletor solar térmico	3,50€ - 8,00€

Os processos de membranas (osmose inversa), têm começado a competir com os métodos mais tradicionais na dessalinização da água do mar e durante os últimos anos tem sido utilizados em sistemas de maior capacidade. Estes processos, na sua maioria, são alimentados por fontes de energia renováveis o que eleva os seus custos. No caso de unidades de menor capacidade (<20 m³/dia), que são unicamente alimentados por energias renováveis, o custo do metro cubico de água dessalinizada aumenta ainda mais como mostra a tabela 1.3 (Karagiannis e Soldatos, 2008).

Tabela 1.3 - Processos de membrana (OI) e custo da água produzida (adaptada de Karagiannis e Soldatos, 2008).

	Capacidade (m3/dia)	Custo (€/ m3)
Água salobra	<20	4.50€ - 10.32€
	20-1200	0.62€ - 1.06€
	40000-46000	0.21€ - 0.43€
Água do mar	<100	1.20€ - 15.00€
	250-1000	1.00€ - 3.14€
	1000-4800	0.56€ - 1.38€
	15000-60000	0.38€ - 1.30€
	100000-320000	0.36€ - 0.53€

A poupança de energia e redução de custos para produção de água doce pode ser significativa quando utilizada a série híbrida OI-MSF. Esta série combina as vantagens dos

processos de elevado desempenho de destilação para a dessalinização e a baixa energia exigida pelos processos de membrana (Marcovecchio *et al*, 2005).

A dessalinização requer água salina, que existe em abundância nos oceanos e mares, e energia, que é limitada e relativamente cara. No que diz respeito à dessalinização de água com o auxílio de energias renováveis, que é uma ideia fundamentalmente atrativa, ainda é considerada um investimento demasiado elevado. Por isso, a introdução real das energias renováveis em unidades de dessalinização é muito baixa. É necessário fazer novas avaliações sobre a evolução dos custos dos dispositivos de membrana, turbinas eólicas, painéis fotovoltaicos, entre outros (Charcosset, 2009).

1.6 Objetivos do trabalho

Apesar das tecnologias de dessalinização estarem bastante desenvolvidas como fontes de água potável, tem sido desenvolvida muita pesquisa e trabalhos com o objetivo de melhorar os processos e reduzir os custos da dessalinização. Hoje em dia já se encontram disponíveis ferramentas, como modelos computacionais de dinâmica de fluidos (CFD), que ajudam na otimização e desenvolvimento destas tecnologias de forma a encontrar processos menos dispendiosos a nível energético e económico, assim como aumentar a eficácia da dessalinização. Assim, após a introdução sobre a temática da dessalinização, este trabalho tem como principal objetivo estudar com recurso a ferramentas de dinâmica de fluidos computacional, a hidrodinâmica em canais de alimentação de uma membrana de dessalinização preenchidos com espaçadores com diferentes distâncias entre filamentos dispostos em ziguezague e alinhados transversalmente ao escoamento.

CAPÍTULO II - MODELO MATEMÁTICO E MÉTODO NUMÉRICO

2 Modelo matemático e método numérico

2.1 Introdução

A Dinâmica de Fluidos Computacional (CFD- *Computational Fluid Dynamic*) utiliza métodos de simulação computacional que permitem a análise de sistemas que envolvem escoamento de fluidos, transferência de calor assim como de fenômenos associados a reações químicas, através de modelação numérica. Trata-se de uma técnica muito poderosa e abrange uma grande variedade de áreas de aplicação industrial e não industrial (Versteeg e Malalasekera, 1995).

A simulação numérica tem-se revelado uma das técnicas mais vantajosas nos dias de hoje para a resolução de problemas, quando comparada com outro tipo de métodos utilizados, como analíticos e experimentais.

Os métodos experimentais dão informação mais confiável sobre um processo físico através de medições reais mas na grande maioria das vezes, reproduções deste tipo à escala real são proibitivamente caras e em muitos dos casos, impossíveis. A reprodução a uma escala mais pequena é uma possibilidade, que posteriormente é extrapolada para a escala real, mas que regra geral revela-se inviável. É também importante ter em atenção as dificuldades de medição em diversas situações, assim como o erro associado ao equipamento de medição nos métodos experimentais (Patankar, 1980).

Os métodos analíticos também apresentam muitas limitações, uma vez que só podem ser aplicados em problemas cujas hipóteses, na maior parte das vezes, simplificativas não os desviam demasiadamente do fenómeno físico real e em geometrias simples, mas mesmo assim têm um papel importante no que respeita à validação dos métodos numéricos (Gonçalves, 2007).

A experimentação numérica, que utiliza métodos numéricos, praticamente não apresenta restrições. De entre as principais vantagens desta ferramenta destacam-se (Versteeg e Malalasekera, 1995; Laranjeira, 2010):

- o baixo custo de aquisição e operação;
- o fornecimento de diversas informações a respeito de um problema;
- a facilidade de rápida mudança de parâmetros;
- a simulação de escoamentos com detalhe realista da geometria em estudo;
- a oferta de informações detalhadas sobre o escoamento estudado;
- permite o uso de condições fronteira e carregamentos complexos.

Por exemplo, para problemas ambientais, Wu e Crapper (2009) realizaram um estudo recorrendo à simulação numérica com o objetivo de avaliar o potencial da CFD na modelação de problemas ambientais relacionados com a contaminação de solos. O estudo consistia, principalmente, em determinar o efeito das condições do vento e arejamento forçado nas biopilhas para o tratamento microbiológico aeróbio. As conclusões preliminares indicam que os resultados obtidos foram bastante úteis para dar uma visão sobre os fluxos de gás dentro e em torno das biopilhas, mostrando que este método CFD tem um enorme potencial para este tipo de simulações.

No caso do estudo de membranas, as técnicas de CFD também oferecem uma grande quantidade de informação sobre os fenómenos físicos desenvolvidos em membranas, permitindo assim numerosos avanços na tecnologia já existente. Estes avanços têm permitido escolher com mais facilidade o tipo de membrana que mais se adequa a determinado processo, de modo a serem realizados de forma mais rápida e simples. O desenvolvimento deste tipo de tecnologia de membranas é cada vez mais solicitado devido ao número crescente de diferentes tipos de aplicações destes processos nas mais diversas áreas, principalmente no sector industrial (Pak *et al.*, 2008).

2.2 Métodos de discretização

O objetivo da discretização é obter um conjunto de equações algébricas a partir de equações diferenciais, que vão relacionar os valores de um determinado ponto (nó) com os valores em pontos vizinhos (nós vizinhos). Estas equações são linearizadas e a elevada quantidade de conjuntos de equações lineares são resolvidas sequencialmente para cada variável usando métodos iterativos. No final, é possível conhecer os valores de determinada quantidade, unicamente num número discreto de pontos.

Existem dois tipos de discretização: espacial e temporal. A discretização espacial subdivide o domínio de cálculo em elementos mais pequenos chamados de volumes de controlo; e a discretização temporal subdivide as variações no tempo em pequenos passos, denominados de passo ou avanço no tempo (Oliveira, 2001).

Os métodos de discretização são vários, sendo os mais conhecidos o Método das Diferenças Finitas (MDF), o Método dos Volumes Finitos (MVF) e o Método dos Elementos Finitos (MEF). Em todos os tipos de métodos o resultado obtido é o mesmo, desde que a malha utilizada tenha a resolução adequada.

- Método das diferenças finitas

Este é o método mais antigo de resolução de Equações Diferenciais Parciais (EDP) e também o mais expedito para usar em geometrias simples. Acredita-se que tenha sido introduzido por Euler no século XVIII.

O domínio é substituído por um conjunto estruturado de pontos (definidos pela malha) e as derivadas parciais são aproximadas por quocientes de diferenças, onde se obtém deste modo um processo que permite construir uma aproximação para a solução apenas no conjunto discreto de pontos (Ferreira, 2004).

O resultado traduz-se numa equação algébrica por nó da malha, onde o valor da variável num certo número de nós vizinhos aparece como incógnita. Para obter aproximações para a primeira e segunda derivadas da variável em função das coordenadas são usadas expansões em séries de Taylor ou regressões polinomiais (Oliveira, 2001).

Em princípio o MDF pode ser aplicado a qualquer tipo de malha e quando necessário, é também aplicado para obter os valores das variáveis em locais que não os nós da malha (por interpolação), sendo um método muito simples e eficaz em malhas estruturadas. As desvantagens do MDF são o facto de a conservação não ser inerente ao método, a não ser que sejam tomadas medidas especiais e as restrições às geometrias simples são também uma desvantagem significativa em problemas mais complexos (Gonçalves, 2007).

- Método dos volumes finitos

O método dos volumes finitos pertence a uma classe de processos de discretização que têm mostrado ser muito eficientes na aproximação da solução, de uma grande variedade de sistemas com propriedades conservativas. São frequentemente utilizados na dinâmica de fluidos, meteorologia, eletromagnética, modelos biológicos e em muitas outras áreas da engenharia que se regem por sistemas conservativos que podem ser escritos na forma integral de volume de controlo (Barth e Ohlberger, 2004).

Neste método, o domínio de cálculo é dividido num determinado número finito de volumes de controlo (VC) adjacentes, de modo a que exista um VC em torno de cada ponto da malha (centro dos volumes de controlo) e a equação da conservação é aplicada a cada VC. No centro de cada VC está localizado um nó computacional, onde são calculados os valores das variáveis (obtidos por interpolação). Como resultado desta operação, obtém-se

uma equação discretizada (algébrica) para cada VC, que contém os valores das variáveis nos nós em causa e nos nós vizinhos (Oliveira, 2001; Gonçalves, 2007).

O MVF é tradicionalmente usado na Dinâmica de Fluidos Computacional (CFD) e diversos códigos comerciais de CFD são baseados neste método que é tipicamente menos exigente no que se refere a recursos computacionais que o Método dos Elementos Finitos (Afonso *et al.*, 2012)

- Método dos elementos finitos

O Método dos elementos finitos (MEF) é análogo ao MVF em vários aspetos. O domínio é dividido num conjunto de elementos finitos, normalmente não estruturados. As formas usadas em 2D são normalmente triângulos ou quadriláteros e em 3D são tetraedros ou hexaedros. A grande diferença entre este método e os restantes (MDF e MVF) é o facto de que as equações antes de serem integradas em todo o seu domínio, são multiplicadas por uma função peso.

Na sua forma mais simples, a aproximação da solução é determinada por uma função em que os elementos, de algum modo, garantem a continuidade da solução através das fronteiras dos elementos. Esta aproximação é então substituída no integral pesado da lei da conservação e as equações a serem resolvidas são derivadas requerendo que a derivada do integral correspondente ao valor de cada nó seja zero; isto significa que é necessário seleccionar a melhor solução dentro do conjunto de funções permitidas que será aquela que tiver menor resíduo. O resultado obtido é um conjunto de equações algébricas não lineares (Gonçalves, 2007).

A capacidade para lidar com geometrias arbitrárias é uma importante vantagem do MEF. As malhas podem ser facilmente refinadas em regiões de interesse, pois cada elemento pode ser simplesmente dividido em vários. Estes métodos são relativamente fáceis de analisar matematicamente e pode ser mostrado que são os mais adequados para certos tipos de equações. O principal inconveniente do MEF, é o facto de as matrizes das equações linearizadas não serem tão bem estruturadas como as das malhas estruturadas o que torna mais difícil encontrar métodos de resolução eficientes (Gonçalves, 2007).

2.3 Modelo matemático

As equações que regem o escoamento do fluido podem ser expressas pelas equações de conservação de massa, da quantidade de movimento e da energia. Estas mesmas equações sofrem variações de acordo com a condição do fluido (compressível ou incompressível), da consideração do escoamento bidimensional ou tridimensional, entre

outros. O problema estudado nesta tese restringe-se ao estudo de um escoamento laminar bidimensional incompressível e estacionário em canais de uma membrana de dessalinização preenchidos com espaçadores em ziguezague.

As equações governativas usadas neste estudo, nas simulações computacionais são as equações de Navier-Stokes para fluidos newtonianos. Para um escoamento bidimensional, estas equações podem ser definidas da seguinte forma:

-Equação de continuidade

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho v_x) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v_y) = 0 \quad (2.1)$$

-Equações da quantidade de movimento

eixo dos xx :

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho v_x^2) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v_x v_y) = -\frac{\partial p}{\partial x} + 2\frac{\partial}{\partial x}\left(\mu \frac{\partial v_x}{\partial x}\right) + \frac{\partial}{\partial y}\left[\mu\left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x}\right)\right] - \frac{2}{3}\frac{\partial}{\partial x}\left[\mu\left(\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y}\right)\right] + \rho g_x \quad (2.2)$$

eixo dos yy :

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho v_x v_y) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v_y^2) = -\frac{\partial p}{\partial y} + 2\frac{\partial}{\partial y}\left(\mu \frac{\partial v_y}{\partial y}\right) + \frac{\partial}{\partial x}\left[\mu\left(\frac{\partial v_x}{\partial y} + \frac{\partial v_y}{\partial x}\right)\right] - \frac{2}{3}\frac{\partial}{\partial y}\left[\mu\left(\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y}\right)\right] + \rho g_y \quad (2.3)$$

onde x e y são as coordenadas espaciais, ρ a massa volúmica, μ a viscosidade dinâmica, p a pressão estática e g a aceleração da gravidade. As componentes da velocidade (m/s) nas direções x e y são representadas por v_x e v_y , respetivamente.

2.3.1 Escoamento laminar entre duas placas paralelas

Tendo em conta que o escoamento no interior dos canais das membranas livres (sem espaçadores) é bem aproximado pelo escoamento entre duas placas paralelas nesta secção apresenta-se a dedução das equações mais relevantes para o nosso estudo.

Considere-se o campo de velocidades bidimensional, $\mathbf{v} = (v_x, v_y, v_z) = (v_x, 0, 0)$ entre duas placas paralelas, para um escoamento completamente desenvolvido. Assume-se ainda que

a aceleração da gravidade é nula, que o canal é muito comprido e não há variações com x ,
 $\Rightarrow \partial / \partial x = 0$ (ver por exemplo, Oliveira, 2009):

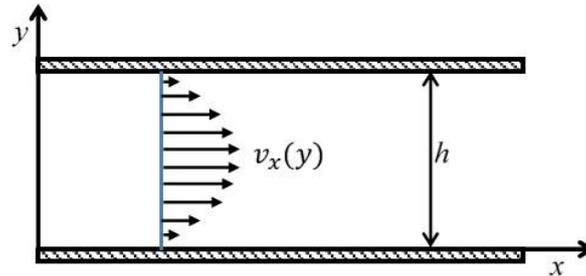


Figura 2.1 - Representação esquemática do perfil parabólico da velocidade para o escoamento entre duas placas paralelas.

As equações (2.2) e (2.3) reduzem-se

$$0 = -\frac{\partial p}{\partial x} + \mu \left(\frac{\partial^2 v_x}{\partial y^2} \right) \quad (2.4a)$$

e

$$0 = -\frac{\partial p}{\partial y} \quad (2.4b)$$

Então,

$v_x = v_x(y)$ e dp/dx é constante

Para que a equação (2.4a) seja válida em todo domínio xy , é necessário que $\partial p / \partial x$ seja constante, ou seja, a pressão varia linearmente com x .

Tendo em conta que $v_x = v_x(y)$ e integrando a equação (2.4a), podemos escrever

$$\frac{\partial v_x}{\partial y} = \frac{1}{\mu} \frac{dp}{dx} y + C_1 \quad (2.5)$$

Integrando a equação (2.5)

$$v_x = \frac{1}{2\mu} \frac{dp}{dx} y^2 + C_1 y + C_2 \quad (2.6a)$$

Usando as condições fronteira para a velocidade nula nas paredes $v_x(0) = v_x(h) = 0$, temos

$$C_1 = \frac{h}{2\mu} \frac{dp}{dx} \quad e \quad C_2 = 0 \quad (2.6b)$$

Então, o perfil de velocidades (perfil parabólico) é dado por

$$v_x(y) = \left[\left(-\frac{dp}{dx} \right) \frac{h^2}{8\mu} \right] \left(\frac{4hy - 4y^2}{h^2} \right) \quad (2.7)$$

rearranjando

$$v_x(y) = \left[\left(-\frac{dp}{dx} \right) \frac{h^2}{8\mu} \right] \left(1 - \left(1 - \frac{2y}{h} \right)^2 \right) \quad (2.8)$$

onde

$$\left[\left(-\frac{dp}{dx} \right) \frac{h^2}{8\mu} \right] = v_{m\acute{a}x} \quad (2.9)$$

Então

$$v_x(y) = v_{m\acute{a}x} \left(1 - \left(1 - \frac{2y}{h} \right)^2 \right) \quad (2.10)$$

A velocidade média no canal é obtida por integração do perfil de velocidades

$$\bar{v}_x = \frac{1}{h} \int_0^h v_x(y) dy = \frac{2}{3} \left(-\frac{dp}{dx} \right) \frac{h^2}{8\mu} = \frac{2}{3} v_{m\acute{a}x} \quad (2.11)$$

O caudal volumétrico por unidade de largura é:

$$Q_v = \bar{v}_x h = \left(-\frac{dp}{dx} \right) \frac{h^3}{12\mu} \quad (2.12)$$

Esta expressão representa o resultado de Hagen-Poiseuille para o escoamento num canal plano.

E portanto $v_{m\acute{a}x} = 1,5\bar{v}_x$. Inserindo C_1 na equação (2.5), obtemos o perfil da tensão de corte dado por

$$\tau_{yx} = \mu \frac{\partial v_x}{\partial y} = -\frac{dp}{dx} \left[y - \frac{h}{2} \right] \quad (2.13)$$

O valor máximo de tensão de corte, τ_{cp} , em valor absoluto, ocorre nas paredes. Para $y = 0$, temos

$$\tau_{cp} = \tau_{yx}(y = 0) = -\frac{dp}{dx} \left(\frac{h}{2} \right) \quad (2.14)$$

Da equação (2.12) do caudal obtemos,

$$\tau_{cp} = 6\mu \frac{\bar{v}_x}{h} \quad (2.15)$$

Tendo em conta a equação (2.14), o fator de atrito nas paredes do canal é definido como

$$f = \frac{\tau_{cp}}{\frac{1}{2} \rho \bar{v}_x^2} = -\frac{dp}{dx} \frac{h}{\rho \bar{v}_x^2} \quad (2.16a)$$

Esta equação traduz a perda de energia por atrito nas paredes do canal, traduzida em queda de pressão no escoamento.

Se a perda de carga for medida entre dois pontos com uma distância L entre si, pode ser definido um fator de atrito médio nas paredes do canal de comprimento L , isto é, tendo em conta a equação (2.15) e que $-\frac{dp}{dx} = \frac{\Delta p}{L}$ podemos escrever

$$\bar{f} = \frac{\Delta p}{L} \frac{h}{\rho \bar{v}_x^2} = \frac{12}{Re} \quad (2.16b)$$

onde o número de Reynolds Re é dado por

$$Re = \frac{\rho \bar{v}_x h}{\mu} \quad (2.17)$$

2.3.2 Condições fronteira

A simulação, por intermédio dos métodos numéricos, para o estudo do escoamento em canais preenchidos com obstáculos periódicos, torna-se incomputável devido à exigência de malhas constituídas por um número demasiado elevado de elementos. Uma vez que existe uma periodicidade na geometria neste tipo de casos, os estudos numéricos podem ser restringidos ao domínio computacional de uma célula contendo um filamento, isto é, um elemento geométrico que se repete ao longo do canal, técnica já conhecida há várias décadas e que tem sido utilizada por vários autores (Geraldes *et al.*, 2002; Wiley e Fletcher, 2002; Subramani *et al.*, 2006). Esta condição exige uma fronteira periódica (Geraldes *et al.*, 2002) e a imposição de um perfil de velocidade de entrada e de saída da célula, garantindo assim que o campo de velocidades converge para uma situação análoga à que seria de esperar num canal completo.

Esta foi a metodologia utilizada nas simulações efetuadas, onde foi considerado que o escoamento é repetido em cada uma das células ou seja o escoamento está sujeito a condições cíclicas na entrada e na saída. Nas paredes da membrana e nas superfícies dos espaçadores impôs-se a condição de não deslizamento.

As paredes das membranas são consideradas impermeáveis, esta condição pode ser justificada pelo facto de que a estrutura do escoamento depender fortemente de Re e de ser praticamente independente da velocidade do permeável para valores industriais típicos (Geraldes *et al.*, 2002).

Para o escoamento completamente desenvolvido no interior da membrana, com os filamentos dos espaçadores colocados de forma uniforme ao longo do canal, é de esperar que o campo da velocidade se repita numa sucessão de secções transversais que são separadas pelo comprimento correspondente à distância entre os eixos de dois filamentos consecutivos (Patankar *et al.*, 1977; Geraldes *et al.*, 2002).

Neste trabalho caracteriza-se o escoamento no interior de um canal de uma membrana com espaçadores em ziguezague. A figura 2.2 mostra o esquema de uma célula para este tipo de membranas limitada por dois filamentos transversais consecutivos colocados de forma adjacente à parede impermeável. A secção transversal dos filamentos é oval, com uma altura h_f de 0,3 mm e comprimento do eixo maior d_f de 0,425 mm. Ambas as paredes são consideradas impermeáveis.

O fluido é água e assume-se ser incompressível e isotérmico com propriedades constantes. O escoamento ocorre na direção x perpendicular aos filamentos. O caudal é ajustado de modo a obtermos os diferentes valores do número de Reynolds Re de interesse para este estudo.

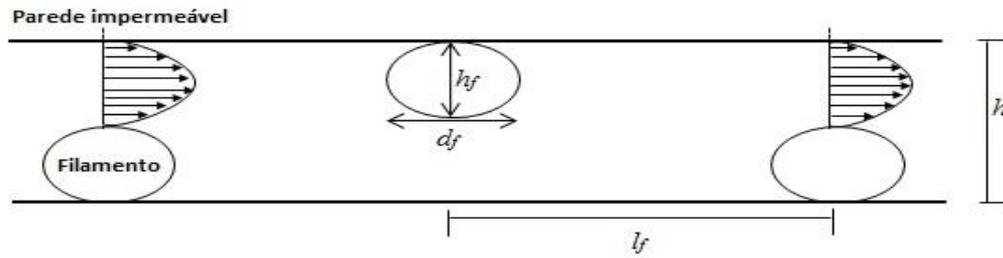


Figura 2.2 - Representação esquemática dos canais (uma célula) da membrana com filamentos em zigzague com os perfis das velocidades na entrada e saída da célula.

Tendo em conta a equação (2.10), para na entrada e na saída do escoamento na célula assume-se o perfil das velocidades dado por:

$$v_x(y) = \frac{3}{2} \bar{v}_x \left[1 - \left(1 - \frac{2(y - h_f)}{h - h_f} \right)^2 \right] \quad (2.18)$$

onde h é altura do canal da membrana e a velocidade média é dada por

$$\bar{v}_x = \frac{\mu Re}{h \rho} \quad (2.19)$$

Atendendo à periodicidade do escoamento podemos, ainda, escrever as seguintes equações:

$$v_x(0, y) = v_x(2l_f, y) \quad , \forall y \quad (2.20a)$$

$$v_y(0, y) = v_y(2l_f, y) \quad , \forall y \quad (2.20b)$$

Nas paredes da membrana e dos filamentos considere-se a condição de não deslizamento ou seja a velocidade da água é nula junto da parede.

É de referir aqui que, como a altura do canal do módulo de membrana enrolada em espiral é muito pequena (0,5 - 2 mm), o efeito da sua curvatura no escoamento pode ser desprezado e portanto, o escoamento pode ser modelado assumindo um canal retângular fino preenchido com espaçadores (Gerald *et al.*, 2002). Pela mesma razão, a velocidade de circulação é restringida a valores baixos e o número de Reynolds, baseado no diâmetro equivalente, é sempre inferior a 1000 em muitas aplicações práticas (Shock e Miquel, 1987). Portanto, a suposição de um escoamento laminar estável não se aplica a todo o intervalo de

números de Reynolds de interesse para os módulos industriais, sendo este modelo apenas adequado para números de Reynolds abaixo de um valor crítico.

2.4 Método numérico

As simulações numéricas foram realizadas no *software* FLUENT, versão 6.3.26. As geometrias/malhas foram criadas previamente no *software* *Ansys DesignModeler/Meshing*.

O FLUENT é um *software* comercial capaz de simular escoamentos de fluidos e transferências de calor em geometrias bi/tridimensionais, utilizando o método dos volumes finitos para discretizar as equações de conservação. A partir da importação da malha gerada no *Ansys Meshing*, utiliza-se o FLUENT para definir os modelos físicos, as condições fronteira, as propriedades dos materiais, o método para a resolução do sistema de equações e, consecutivamente, o pós-processamento dos dados obtidos das soluções.

O domínio simulado refere-se à célula que se repete ao longo do comprimento total do canal, ou seja o espaço entre 3 filamentos consecutivos (ver Figura 2.2).

O dimensionamento das malhas foi efetuado em milímetros e posteriormente foram compatibilizadas com o programa FLUENT onde foram realizadas as simulações. As simulações foram realizadas para resolver as equações de governo do escoamento laminar incompressível e independente do tempo (estacionário).

Para a discretização da equação de conservação da quantidade de movimento, foi utilizado o esquema *Second-Order Upwind* e para a interpolação da pressão o esquema escolhido foi o *Standard*. Para o acoplamento entre a pressão e a velocidade (fluido incompressível) nas equações de Navier-Stokes foi utilizado o algoritmo SIMPLE (*Semi-Implicit Method for Pressure Linked Equations*). O método implícito foi o usado para a linearização das equações.

A sequência de procedimentos realizados pelo algoritmo SIMPLE (figura 2.3) pode resumir-se ao seguinte:

- i) Introdução de valores iniciais para a pressão p^* e velocidade v_x^* e v_y^* (na primeira iteração), nas seguintes toma os valores da iteração anterior, $p^* = p^{n-1}$, $v_x^* = v_x^{n-1}$ e $v_y^* = v_y^{n-1}$;
- ii) Em cada iteração presente, a equação da quantidade de movimento discretizada é resolvida para determinar os novos valores de v_x^* e v_y^* ;
- iii) A equação de correção de pressão é resolvida para determinar o campo das pressões corrigidas de p^* ;

- iv) A pressão e a velocidade são corrigidas e usados parâmetros de subrelaxação. Dentro dos limites residuais estas equações conservam a massa e a quantidade de movimento.
- v) Se a convergência for obtida dentro do resíduo pré estabelecido o procedimento iterativo é interrompido, caso contrario as novas quantidades obtidas são atribuídas a p^* , v_x^* e v_y^* , e o procedimento (i) é iniciado novamente.

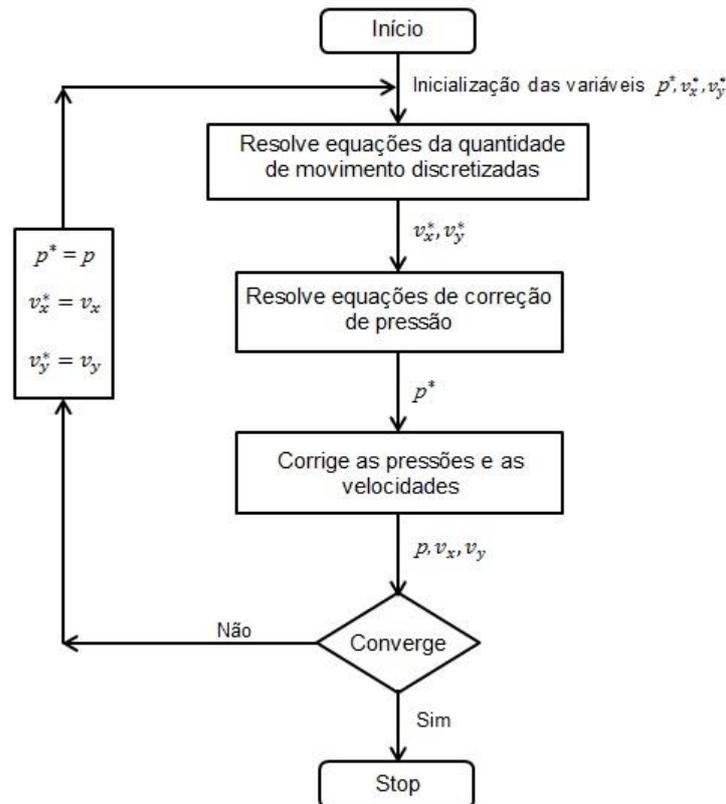


Figura 2.3 - Algoritmo SIMPLE.

A convergência é obtida quando os resíduos escalados para as equações da continuidade e da quantidade de movimento foram, simultaneamente, menores do que 10^{-6} .

2.5 Parâmetros geométricos

A colmatagem e a polarização da concentração são dos problemas mais críticos das membranas, limitando a sua ampla aplicação em processo que recorrem ao seu uso. A introdução de espaçadores entre as folhas das membranas vieram tentar atenuar essa situação (Farrell, 2008).

Os espaçadores têm como principal função separar as folhas das membranas, tanto nos módulos de membranas enrolados em espiral como nas *slits* (finos canais retangulares),

e também são um modo de aumentar a transferência de massa, promovendo a mistura no escoamento e minimizando a perda de pressão (Zimmerer e Kottke, 1996; Gerald *et al.*, 2002; Ahmad e Lau, 2006).

Existem várias geometrias de espaçadores e a eficácia dos filamentos varia de acordo com o comprimento da malha, altura do canal, o ângulo entre os filamentos e o ângulo entre os filamentos e a direção do escoamento. Os espaçadores têm sido caracterizados por vários autores, numa tentativa de descobrir qual a influência de cada um e da sua conjugação para a construção ótima dos dispositivos reais (D'Almeida, 2008).



Figura 2.4 - Formas básicas de redes comerciais de espaçadores (Ghidossi *et al.*, 2006).

As geometrias, de espaçadores e canal, usadas neste trabalho vão de encontro às utilizadas por Farrell (2008), que se baseiam num módulo de membrana enrolada em espiral para osmose inversa, FilmTec™ Modelo XLE-4040. Trata-se de um elemento de osmose inversa com um consumo de energia muito baixo e espaçadores com configuração em ziguezague.

Neste estudo, são feitas simulações para canais vazios com 0,7 mm de altura h e 9,88 mm de comprimento L (Figura 2.5), para validação das simulações. A seta indica o sentido do escoamento.

No caso do canal preenchido, a altura é mantida em todas as simulações variando o comprimento do canal e a distância entre os filamentos de secção oval (altura h_f de 0,3 mm e comprimento do eixo maior d_f de 0,425 mm, ver figura 2.2). A altura do canal é de 0,7 mm e os comprimentos utilizados assumem 4 valores: $L= 4$ mm, $L= 6$ mm, $L= 8$ mm e $L= 10$ mm (Figura 2.6).

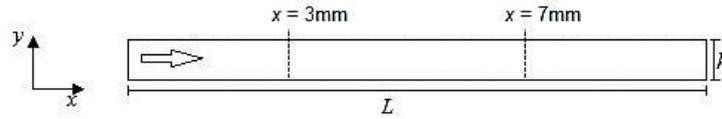


Figura 2.5 - Canal livre (sem espaçadores).

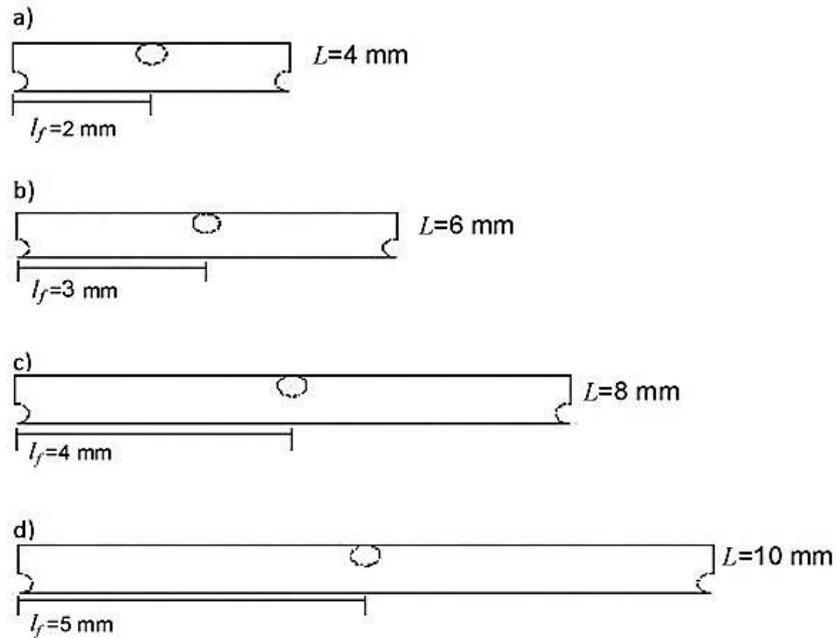


Figura 2.6 - Canal preenchido com espaçadores em ziguezague, para células com comprimentos a) 4mm; b) 6mm; c) 8mm; d) 10mm

O comprimento e altura do domínio são os mesmos do canal usado em Farrell (2008) e que serve como trabalho de referência, embora este tipo de geometria seja muito semelhante às usadas em trabalhos anteriores (configuração em ziguezague) por exemplo Fletcher e Wiley (2004), Subramani *et al.* (2006) e Wardeh e Morvan (2008).

CAPÍTULO III - VALIDAÇÃO DO MÉTODO NUMÉRICO

3 Validação do método numérico

A validação numérica é feita por comparação do fator de atrito obtido numericamente com os valores teóricos num canal livre para números de Reynolds entre 10 e 1000. Além do fator de atrito determinado para o canal livre também foi obtido para as configurações geométricas dos espaçadores, representadas nas figuras 3.1 e 3.2. A figura 3.1 mostra as configurações sp_1(2) e sp_1(4) que correspondem a escoamentos para o canal com dois e quatro filamentos separados por 2,25 mm. A figura 3.2 mostra as configurações sp_2(2) e sp_2(3) que correspondem a escoamentos para o canal com dois e três filamentos separados por 3,2 mm.

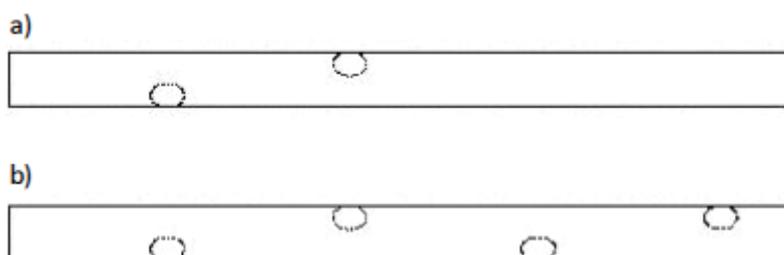


Figura 3.1 - Canal com espaçadores a) sp_1(2) e b) sp_1(4).

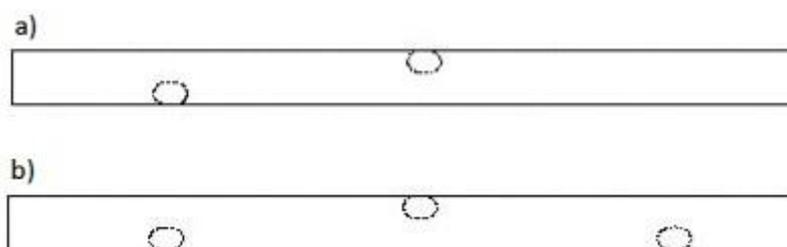


Figura 3.2 - Canal com espaçadores a) sp_2(2) e b) sp_2(3).

3.1 Escoamento em canal livre

3.1.1 Efeito da resolução da malha nos perfis de velocidade

Antes de iniciarmos as simulações é necessário escolher a malha adequada de modo que os resultados sejam independentes da malha usada. Para a escolha da malha foram testadas quatro malhas diferentes, variando apenas o número de elementos que compunha cada uma delas. Na figura 3.3, é visível a diferença na densidade de elementos em cada uma das malhas, sendo a malha 1 a menos refinada (menor resolução), composta por menor quantidade de elementos e a malha 4 a mais refinada (maior resolução) ver

tabela 3.1. Os valores das resoluções espaciais para as malhas 3 e 4, indicados na tabela 3.1, são valores aproximados pois estas malhas são não estruturadas.

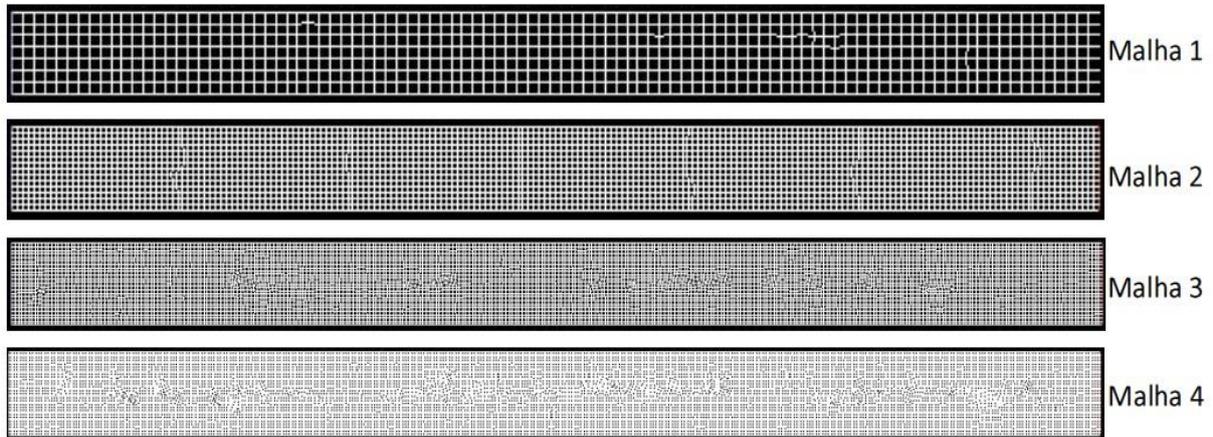


Figura 3.3 - Imagem das quatro malhas usadas para as simulações em canal livre.

Tabela 3.1 - Características das malhas: resoluções das malhas nas direções x e y, nº de nós e nº de células. Para as malhas 3 e 4 os valores da resolução são aproximados pois as malhas não são estruturadas

	$\Delta x/L$	$\Delta y/h$	Nº de nós	Nº de células
Malha1	0,1	0,1	800	693
Malha 2	0,05	0,05	2985	2772
Malha 3	0,03	0,03	8050	7702
Malha 4	0,02	0,02	18109	17591

Para a simulação dos escoamentos nas quatro malhas, considerou-se a velocidade da água na entrada de 0,255 m/s, tendo sido obtido este valor a partir de um número de Reynolds de 200.

$$Re = \frac{\rho \bar{v}_x h}{\mu} \Rightarrow \bar{v}_x = \frac{\mu Re}{h \rho} \quad (3.1)$$

Daqui resulta que para o número de $Re = 200 \Rightarrow \bar{v}_x = 0,255$ m/s.

A comparação dos perfis de velocidade foi feita em duas posições distintas do canal, uma posição mais a montante ($x = 3 \text{ mm}$) e outra mais a jusante ($x = 7 \text{ mm}$), figura 2.5. Pela observação das figuras (3.5a) e b)) é possível verificar que os perfis de velocidade se encontram mais próximos do perfil teórico (equação 2.10) no ponto mais a jusante ($x=7\text{mm}$) do que o no ponto mais a montante ($x = 3 \text{ mm}$). Esta situação seria expectável uma vez que no ponto mais perto da saída do canal, o escoamento já se encontra completamente desenvolvido, ao contrário do que acontece no ponto mais próximo da entrada do canal.

O que está de acordo com o previsto para o comprimento de desenvolvimento do escoamento (L_{des}) permanente em regime laminar entre duas placas (Figura 3.4).

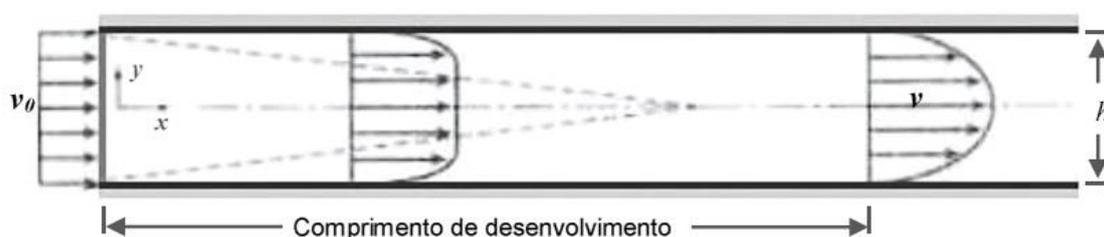


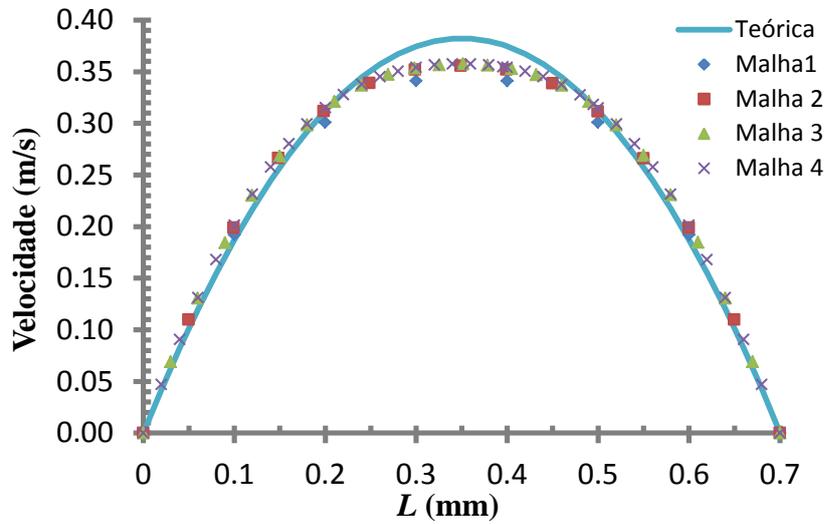
Figura 3.4 - Escoamento em regime laminar entre duas placas planas.

O comprimento de desenvolvimento para escoamento permanente em regime laminar pode ser quantificado, a partir de resultados experimentais (Azevedo, 2010), de forma aproximada por

$$L_{des} \approx 0,06 Re h \quad (3.2)$$

Da comparação dos perfis da velocidade para as diferentes malhas, em cada uma das posições, verificamos que as diferenças encontradas entre as duas malhas mais apertadas são menores do que 0,06% e que entre as duas malhas mais grossas são menores do que 4%. Pelo que podemos inferir que a utilização de malhas mais apertadas do que a malha 4 não deverá ter influência significativa no aumento da precisão dos resultados.

a)



b)

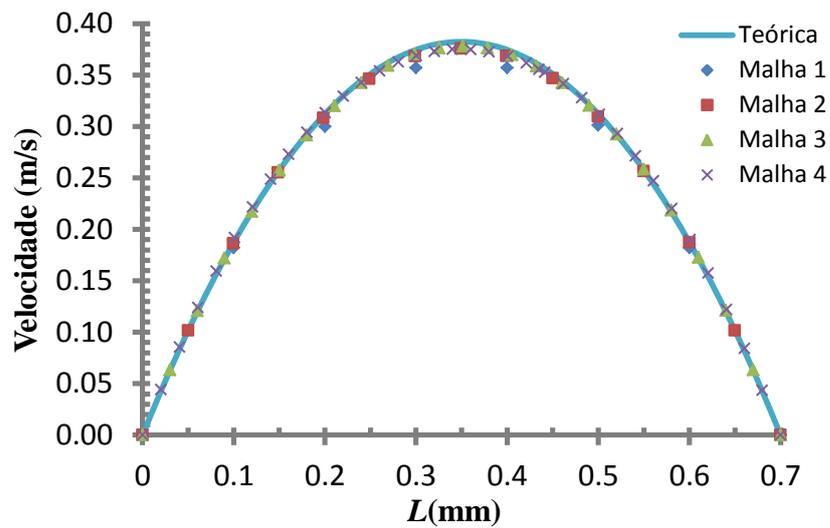


Figura 3.5 - Velocidade de escoamento em canal livre para as diferentes malhas nos pontos: a) $x = 3$ mm e b) $x = 7$ mm (velocidade de entrada constante $v(0,y) = 0,255$ m/s).

A tabela 3.2 mostra as diferenças relativas percentuais ($\varepsilon_{v_{m\acute{a}x}}$) entre as velocidades máximas, nas posições $x = 3$ mm e $x = 7$ mm, e os valores teóricos dados pela equação (2.11), para o número de Reynolds 200.

Tabela 3.2 - Comparação dos valores das velocidades máximas com os valores teóricos em duas posições diferentes, $x = 3 \text{ mm}$ e $x = 7 \text{ mm}$.

	Re	\bar{v}_x (m/s)	$\varepsilon v_{\text{máx}}$ (%) ($x = 3 \text{ mm}$)	$\varepsilon v_{\text{máx}}$ (%) ($x = 7 \text{ mm}$)
Malha1	200	0,255	10,78	6,59
Malha2	200	0,255	6,95	1,71
Malha3	200	0,255	6,50	1,06
Malha4	200	0,255	6,45	1,91

3.1.2 Efeito da resolução da malha no fator de atrito

A figura seguinte mostra a dependência do fator de atrito com a resolução da malha usada, ao longo da parede do canal. Assim, para este estudo determinou-se o fator de atrito para as quatro malhas usadas (ver tabela 3.3). A velocidade de entrada da água no canal é $v_x(0,y) = 0,255 \text{ m/s}$.

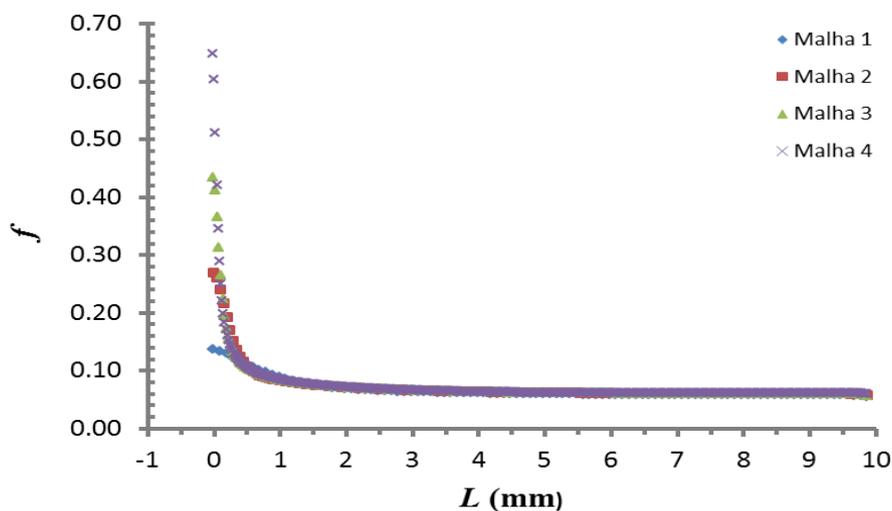


Figura 3.6 - Fator de atrito em canal livre para as diferentes malhas. (velocidade de entrada constante $v_x(0,y) = 0,255 \text{ m/s}$).

As diferenças mais notórias ocorrem à entrada do canal para valores de L entre 0 mm e 1 mm, onde é possível observar que a malha 4 apresenta valores de f mais elevados, seguindo-se a malha 3, a malha 2 e depois a malha 1. O comportamento das curvas de f para as quatro malhas é semelhante. Contudo a malha 1 é a que mais se afasta desta tendência, mas também se pode verificar que a partir de L igual a 2 mm, o

comportamento das quatro malhas é praticamente idêntico mantendo-se esta tendência até à saída do canal, com valores de f de aproximadamente 0,06. A diferença máxima entre os valores de f para as quatro malhas é de 0,004 e verifica-se entre as malhas 1 e 4 nos pontos mais a jusante (tabela 3.3).

Tabela 3.3 - Comparação do fator de atrito em diferentes posições (L) para as quatro malhas em canais planos com 0,7 mm de altura e comprimentos 9,88 mm.

L (mm)	Malha 1	Malha 2	Malha 3	Malha 4
2	0,069	0,071	0,072	0,072
3	0,064	0,066	0,066	0,067
4	0,061	0,063	0,064	0,064
5	0,060	0,062	0,062	0,062
6	0,059	0,061	0,061	0,062
7	0,059	0,060	0,061	0,062
8	0,058	0,060	0,060	0,062
9	0,058	0,060	0,060	0,062
9,88	0,056	0,057	0,058	0,060

3.2 Escoamento completamente desenvolvido em canal livre

As figuras 3.7a) e b) comparam os perfis de velocidade, em canais livres, nas posições 3 mm e 7 mm, para as quatro malhas com o perfil teórico dado pela equação 2.10, tendo como condição fronteira na entrada do canal o perfil de velocidade completamente desenvolvido. Numa primeira observação, as figuras 3.7a) e b) parecem mostrar os mesmos valores da velocidade, o que não está muito afastado da realidade, pois aproximam-se ou quase coincidem com os valores esperados teoricamente, mesmo quando a comparação é feita para malhas diferentes. Isto acontece, devido à condição imposta à entrada do canal de o perfil da velocidade corresponder ao perfil completamente desenvolvido, o que faz com que as velocidades nas posições 3mm e 7mm sejam muito semelhantes entre si e se encontrem diferenças apenas na 3ª casa decimal, quando comparados os valores dos resultados das simulações para as malhas 2, 3 e 4 com os valores do perfil teórico.

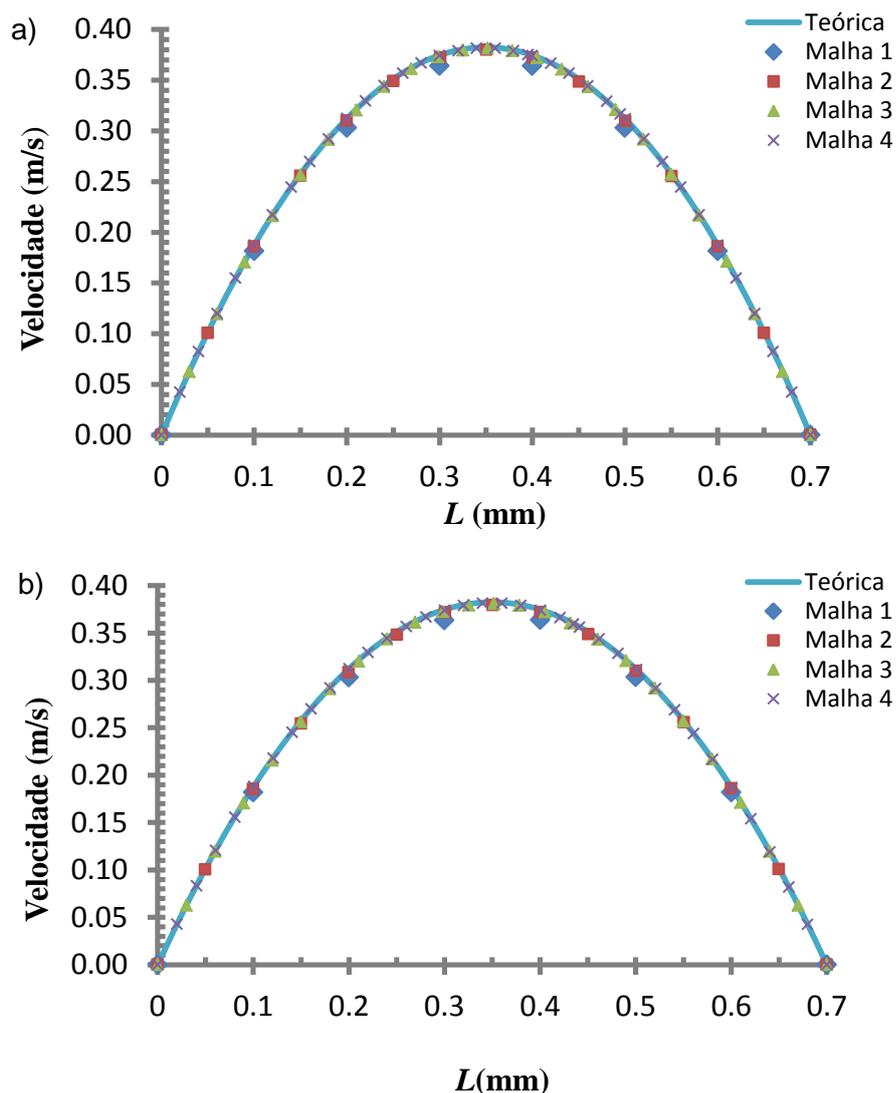


Figura 3.7 - Perfis da velocidade de escoamento no canal livre para as diferentes malhas nas posições: a) $x = 3$ mm e b) $x = 7$ mm. (foi assumido um escoamento totalmente desenvolvido à entrada).

É possível ver também que os valores da velocidade para a malha 1 (menos refinada), são os que mais se afastam da solução de Hagen-Poiseuille (diferença na ordem de 4%), sendo essa diferença mais esbatida nas malhas restantes (diferenças na ordem de 0,6% para a malha 2, cerca de 0,23% para a malha 3 e 0,2% para a malha 4), na medida em que se tratam de malhas com maior número de pontos (mais refinadas) e logo com menos tendência a erros.

Tendo em conta os resultados atrás mencionados para as quatro malhas estudadas selecionamos a malha 4 para os nossos estudos uma vez que a sua resolução é suficiente para garantir que os resultados obtidos sejam independentes da malha.

3.2.1 Evolução do perfil da velocidade com Re

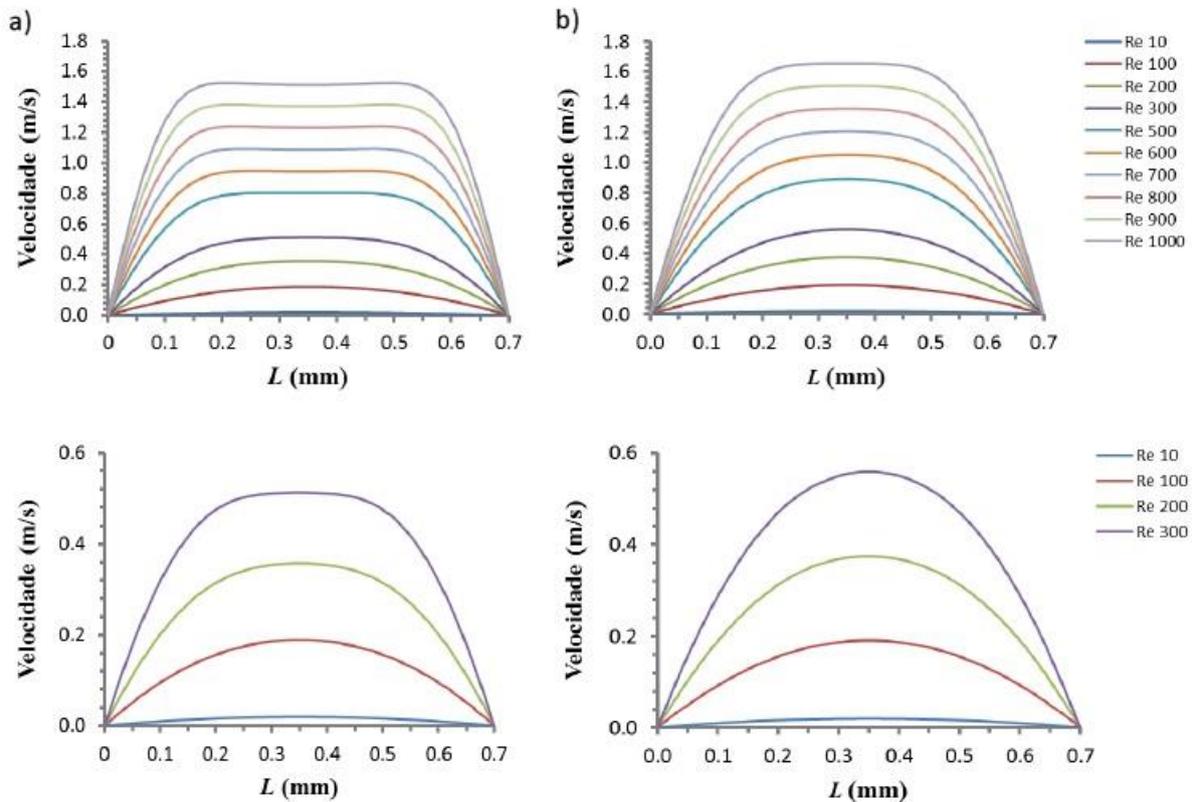


Figura 3.8 - Comparação dos perfis da velocidade para diferentes números de Reynolds: a) perfil não desenvolvido ($x = 3$ mm) e b) perfil desenvolvido ($x = 7$ mm).

A figura 3.8a) mostra, para a malha 4, comparação entre os perfis de velocidade para os números de Reynolds ($10 \leq Re \leq 1000$) na posição $x = 3$ mm. O escoamento é assumido ter velocidade constante na entrada do canal. Da análise, qualitativa dos perfis de velocidade para cada um dos números de Reynolds infere-se que os escoamentos na posição $x = 3$ mm ainda não estão completamente desenvolvidos. Apesar da observação do gráfico sugerir escoamentos completamente desenvolvidos para os números de Reynolds mais baixos ($Re = 10$ e $Re = 100$), o escoamento completamente desenvolvido neste ponto apenas se verifica para $Re = 10$ de acordo com a equação (3.2) para L_{des} . Por outro lado, na figura 3.8b) é possível observar que o escoamento parece encontrar-se completamente desenvolvido até ao número de $Re = 300$, mas para valores de Reynolds superiores, este desenvolvimento ainda não ocorreu para este ponto do canal ($x = 7$ mm).

3.2.2 Evolução do fator de atrito com Re

Para a validação dos nossos resultados também comparamos o fator de atrito no escoamento em canal livre e em canais preenchidos com espaçadores com quatro configurações diferentes (ver figura 3.1 e 3.2), com os valores teóricos do escoamento de Hagen-Poiseuille dados pelas equações (2.16). A primeira simulação foi realizada para um escoamento em regime laminar, num canal livre com 0,7 mm de altura de modo a comparar os resultados numéricos com os previstos pela teoria para o escoamento em regime laminar.

As condições de simulação são as mesmas quer em canal livre quer em canal preenchido com espaçadores, impondo-se a condição de o escoamento estar completamente desenvolvido à entrada. Para as quatro configurações diferentes dos espaçadores, as dimensões do canal (comprimento $L = 9,88\text{mm}$ e altura $h = 0,7\text{ mm}$) são mantidas variando apenas a configuração (número e afastamento/posição) dos filamentos.

Os valores do fator de atrito f_{num} obtidos numericamente para o escoamento completamente desenvolvido em canal livre, sem filamentos, para os números de Reynolds testados apresentam uma boa concordância com os valores previstos pela teoria (equação 2.16b).

Da comparação dos resultados numéricos obtidos para a velocidade máxima e para o fator de atrito, em canal livre, com os valores teóricos dados pelas equações (2.11) e (2.16b), verifica-se que as diferenças são sempre menores do que 2% quando comparados com os valores teóricos, ver tabela 3.4. Na tabela 3.4 as diferenças são calculadas de acordo com a seguinte equação:

$$\varepsilon = \frac{|valor_{teórico} - valor_{numérico}|}{valor_{teórico}} \times 100 \quad (3.3)$$

Tabela 3.4 - Comparação dos resultados numéricos da velocidade máxima e do fator de atrito com os respectivos valores teóricos para números de Reynolds entre 10 e 1000.

Re	$v_{\text{máx}}$ teórica (m/s)	$v_{\text{máx}}$ num (m/s)	$\varepsilon v_{\text{máx}}$ (%)	$f_{\text{teórico}}$	f_{num}	εf (%)
10	0,0195	0,0194	0,30	1,20	1,1759	2,00
100	0,1920	0,191	0,37	0,12	0,1194	0,50
200	0,3825	0,381	0,28	0,06	0,0599	0,17
300	0,5745	0,57	0,30	0,04	0,0399	0,25
500	0,9570	0,95	0,35	0,024	0,0239	0,42
600	1,1490	1,15	0,26	0,020	0,0199	0,50
700	1,3410	1,34	0,44	0,01714	0,0171	0,23
800	1,5315	1,53	0,36	0,0150	0,01497	0,20
900	1,7235	1,71	0,50	0,0133	0,01329	0,08
1000	1,9155	1,91	0,37	0,0120	0,01196	0,33

A figura 3.9 mostra a comparação entre os valores teóricos e os valores numéricos do fator de atrito para o canal livre e para o canal preenchido com espaçadores com filamentos dispostos em zigzag, figuras 3.1 e 3.2. As soluções numéricas obtidas para o canal preenchido com espaçadores, quatro arranjos diferentes, mostram que houve um aumento do fator de atrito com a introdução dos filamentos com arranjo em zigzag, tal como esperado. Este aumento está relacionado com as alterações introduzidas pelos filamentos na distribuição do campo de pressões e nas tensões de corte nas paredes dos filamentos e da membrana (Farrell, 2008).

Os valores de f_{num} começam a afastar-se de forma mais significativa dos valores teóricos a partir de $Re = 300$, embora se note já um afastamento a partir de $Re = 200$. Este comportamento sugere que a suposição do escoamento permanecer em regime laminar para os números de Reynolds mais elevados está errada, devido à transição de escoamento do regime laminar para turbulento para números de Reynolds entre 200 e 300, o que está em linha com o observado por Gerald *et al.* (2002). Assim, o estudo apresentado nesta tese restringe-se a números de Reynolds até 300.

Os resultados obtidos para o fator de atrito vão de encontro a outros trabalhos realizados por outros autores (por exemplo Cao *et al.*, 2001; Gerald *et al.*, 2002; Farrell, 2008).

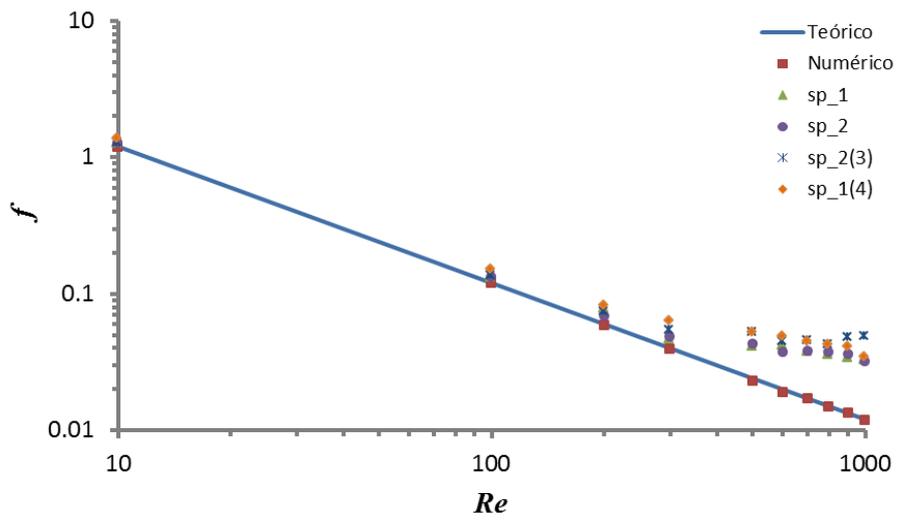


Figura 3.9 - Comparação entre os valores do fator de atrito teórico (linha contínua) e os valores numéricos (pontos) num canal livre e preenchido com espaçadores.

CAPÍTULO IV - ANÁLISE E DISCUSSÃO DE RESULTADOS

4 Análise e discussão de resultados

Os resultados apresentados mostram a influência da distância entre filamentos em canais de membranas de dessalinização na distribuição das velocidades, nas isolinhas da função corrente, no fator de atrito, na queda de pressão e nas tensões de corte desenvolvidas nas paredes da membrana para números de Reynolds $10 \leq Re \leq 300$.

As simulações em CFD podem revelar o cariz dos padrões de escoamento gerados para os diferentes números de Reynolds, deste modo foram obtidas as soluções numéricas com o *software* FLUENT para os escoamentos laminares com diferentes configurações dos espaçadores, isto é para as distâncias entre filamentos de $l_f = 2, 3, 4, 5$ mm, ver representação na figura 2.6.

É de salientar que, para canais retangulares preenchidos com espaçadores, o número de Reynolds crítico (valor a partir do qual o escoamento fica instável) é muito inferior a 1000 e depende da geometria do espaçador (Kundu *et al.*, 1992; Kang e Chang, 1982 em Geraldles *et al.*, 2002).

4.1 Escoamento em canal preenchidos com espaçadores

4.1.1 Distribuição do campo de velocidades

A figura 4.1 mostra a distribuição das velocidades em canais de 4mm de comprimento, preenchidos com espaçadores com configuração em ziguezague. A distância entre filamentos é de 2mm. As simulações foram realizadas para números de Reynolds que vão de 10 até 300, uma vez que para números de Reynolds superiores a 300 (corresponde a velocidades médias maiores do que 0,383 m/s), é esperado que o escoamento se torne não estacionário (Geraldles *et al.*,2002).

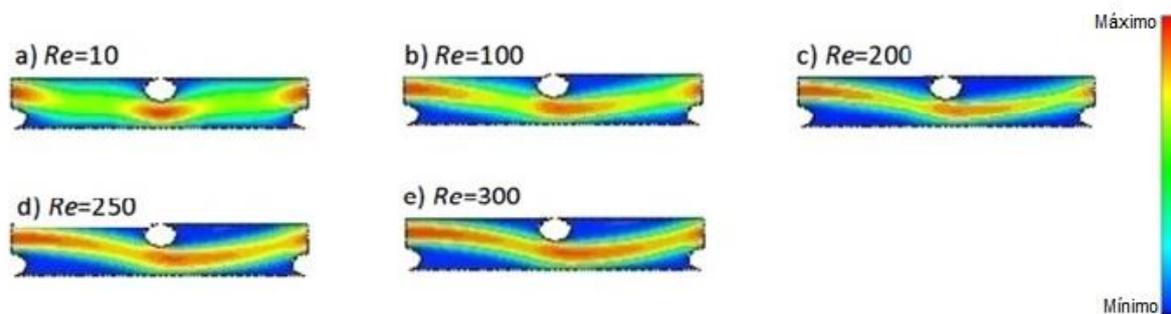


Figura 4.1 - Distribuição da velocidade numa célula de comprimento $L= 4$ mm: a) $Re = 10$; b) $Re = 100$; c) $Re = 200$; d) $Re = 250$; e) $Re = 300$. A distância entre os filamentos é de 2 mm.

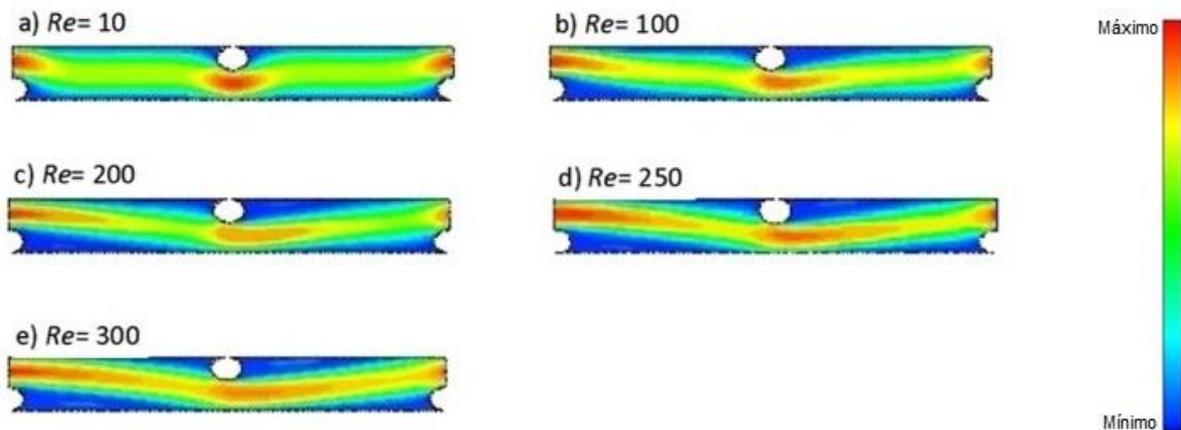


Figura 4.2 - Distribuição da velocidade numa célula de comprimento $L=6$ mm: a) $Re = 10$; b) $Re = 100$; c) $Re = 200$; d) $Re = 250$; e) $Re = 300$. A distância entre os filamentos é de 3mm.

Para números de Reynolds que variam entre 10 e 200 (Figura 4.1 a), b) e c)), é nítido que as velocidades mais elevadas ocorrem na zona dos filamentos. Para $Re = 10$ a distribuição do campo de velocidades ainda permanece simétrico, em torno de cada filamento, com velocidades mais elevadas na região central entre o filamento e a parede da membrana. Com o aumento do número de Reynolds (Figura 4.1 d) e e)), as velocidades mais elevadas começam a expandir-se por convecção para zonas a jusante dos filamentos, concentrando-se principalmente numa faixa central. A partir de $Re = 100$ até $Re = 300$, nas zonas imediatamente a seguir ao filamento e junto à parede, a velocidade de escoamento apresenta valores muito baixos onde é possível observar a formação de zonas de recirculação (redemoinhos) junto das paredes superior e inferior, a jusante dos filamentos.

Com o aumento do espaço entre os filamentos de $l_f = 2$ mm para $l_f = 3$ mm (Figura 4.2), as distribuições da velocidade para $Re = 10$ e $Re = 100$ (Figura 4.2 a) e b)), apresentam um comportamento praticamente idêntico aos observados em $l_f = 2$ mm, onde se mantém a simetria do campo de velocidades em torno de cada filamento. A partir de $Re = 200$ (Figura 4.2 c)) começam a surgir as zonas de recirculação, que vão sendo mais notórias para os números de Reynolds mais elevados. Para $Re = 250$ e $Re = 300$ (4.2 d) e e)), o escoamento apresenta zonas, imediatamente a seguir aos filamentos, com velocidades mais baixas que correspondem à formação de redemoinhos e mais visíveis agora para os números de Reynolds mais elevados do que para $Re = 200$, tendência esta já verificada para os mesmos números de Reynolds na configuração $l_f = 2$ mm.

Com exceção para $Re = 10$, as velocidades mais elevadas (de $Re = 100$ até $Re = 300$) concentram-se na zona entre o filamento e a parede oposta a este. A distribuição das velocidades em torno dos filamentos deixa de ter o referido padrão de simetria e

começam a alongar-se no sentido do escoamento, observando-se velocidades elevadas quase até aproximadamente metade da distância entre os filamentos.

Apesar das velocidades mais baixas continuarem a concentrar-se nas regiões imediatamente a seguir ao filamento, a jusante, começam de algum modo a ficar mais esbatidas, isto é, com o aumento da distância entre filamentos o campo de velocidades começa a ter uma distribuição mais uniforme ao longo do canal, sem haver diferenças tão marcadas na distribuição das velocidades como as verificadas no caso de filamentos com menor espaço entre si.

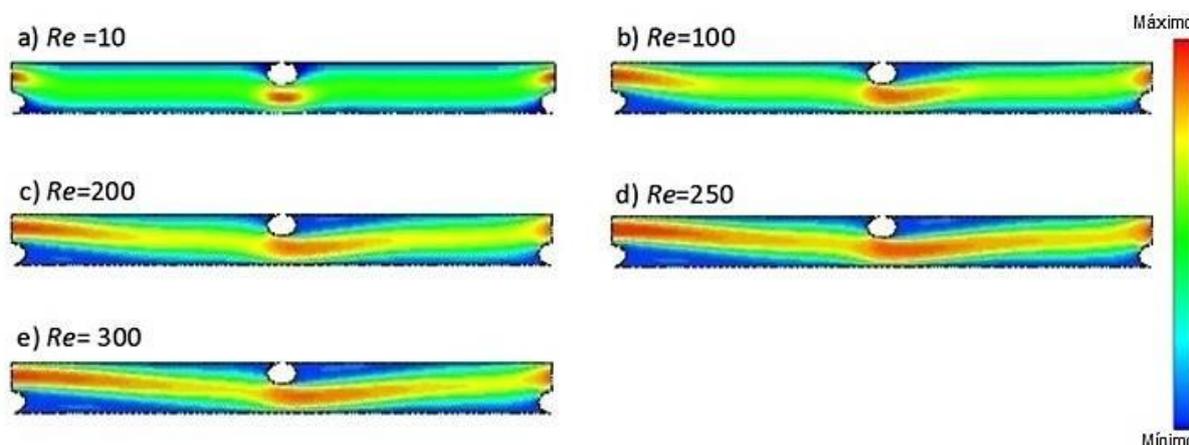


Figura 4.3 - Distribuição da velocidade numa célula de comprimento $L= 8$ mm: a) $Re = 10$; b) $Re = 100$; c) $Re = 200$; d) $Re = 250$; e) $Re = 300$. A distância entre os filamentos é de 4 mm.

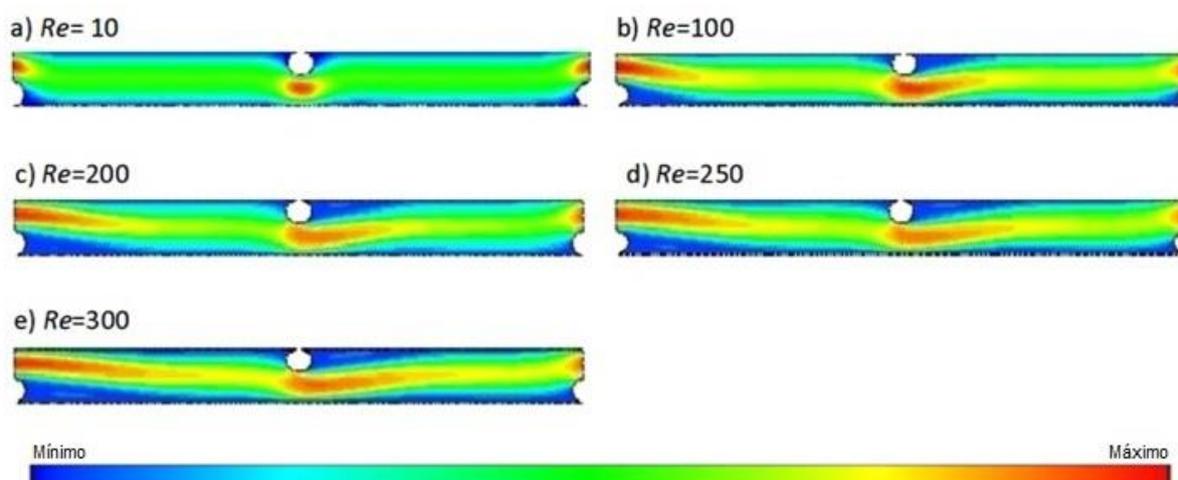


Figura 4.4 - Distribuição da velocidade numa célula de comprimento $L= 10$ mm: a) $Re = 10$; b) $Re = 100$; c) $Re = 200$; d) $Re = 250$; e) $Re = 300$. A distância entre os filamentos é de 5 mm.

As figuras 4.3 e 4.4 confirmam que as velocidades máximas para cada número de Reynolds, não se alteram com as diferentes configurações dos espaçadores. Com o aumento do espaço entre os filamentos, o que se observa de modo geral é que as

velocidades se vão distribuindo ao longo do canal, atingindo os valores máximos nas regiões dos filamentos, acima destes caso se localizem na parede inferior do canal, ou abaixo caso o filamento se encontre na parede superior.

A velocidade de entrada parece afetar o tamanho e a localização das regiões de velocidades mais elevadas. No caso de velocidades mais baixas como $Re = 10$, a região de velocidades mais altas é logo acima ou abaixo do filamento e acaba por ter pouco efeito na distribuição da velocidade na zona do filamento seguinte (Figura 4.1a)). No caso de $l_f = 2$ mm, a região com as velocidades mais elevadas tem cerca do dobro do diâmetro do filamento, no entanto quando o número de Reynolds aumenta (velocidades de entrada mais elevadas), verifica-se que há a formação de uma região central com velocidades mais altas que quase atinge o espaçador subsequente (Figura 4.1b),c) e d)). Para as configurações $l_f = 3$ mm e 4 mm (Figura 4.2 e 4.3), verifica-se praticamente o mesmo comportamento que para $l_f = 2$ mm, apenas se diferencia nas dimensões da região com velocidades mais elevadas que possui quase o mesmo diâmetro do filamento para $Re = 10$ (Figura 4.2a) e 4.3a)). Na configuração correspondente a $l_f = 5$ mm, no caso de $Re = 10$ acontece o mesmo que para $l_f = 3$ mm e 4 mm mas para $Re > 100$ onde há a formação de regiões centrais, ao longo dos canais da membrana com velocidades mais altas, têm um efeito mais moderado nos filamentos subsequentes (Figura 4.4b),c) e d)), ao contrário do que acontece para as restantes configurações em que estas regiões quase fazem uma ligação de um filamento ao outro.

4.1.2 Isolinhas da função corrente

A figura 4.5 mostra os efeitos das diferentes configurações de espaçadores e dos números de Reynolds estudados na distribuição das isolinhas da função corrente no interior dos canais das membranas.

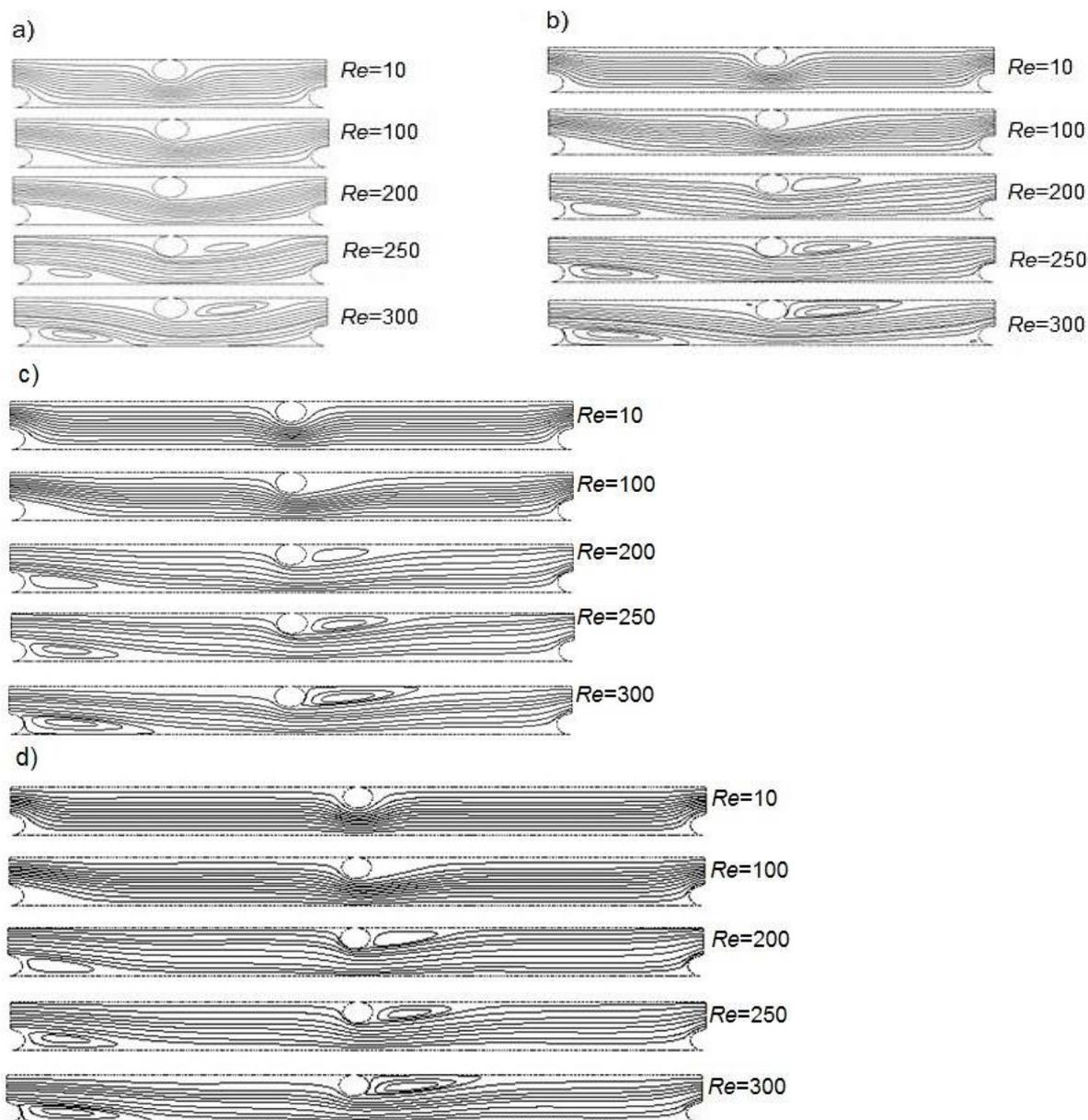


Figura 4.5 - Isolinhas da função corrente para os diferentes valores de Re : a) $l_f = 2$ mm; b) $l_f = 3$ mm; c) $l_f = 4$ mm; d) $l_f = 5$ mm.

Da análise geral destas figuras é possível distinguir dois tipos de estruturas no escoamento uma correspondente ao escoamento sem formação de redemoinhos, $Re = 10$, e outra com redemoinhos para $Re > 100$. O comprimento dos redemoinhos cresce com o aumento de Re (Sousa *et al.* 2012).

Para as distâncias entre os filamentos maiores do que 2 mm, o aumento do comprimento dos redemoinhos parece não ser afetado com l_f . No entanto para $l_f = 2$ mm o comprimento do redemoinho é claramente afetado para os números de Re mais elevados.

Da comparação entre as figuras 4.1 até 4.4 (velocidades) e a figuras 4.5 (isolinhas da função corrente) verifica-se que os redemoinhos são regiões de baixas velocidades e que as

distâncias estudadas, entre os filamentos, não têm um efeito visível no comportamento das isolinhas da função corrente. Nas condições estudadas os redemoinhos que aparecem para os números de Reynolds mais elevados permanecem praticamente inalterados com a distância entre os filamentos para valores maiores do que 2 mm.

As simulações sugerem, tal como observado por Cao *et al.* (2001), que a diminuição da distância entre filamentos cilíndricos pode levar ao aparecimento de recirculações mais ativas, que podem promover a transferência de massa nas superfícies das membranas.

4.1.3 Perfis de velocidades ao longo dos canais

Para estudarmos a distribuição das velocidades no canal da membrana foram, também, estudados os perfis das velocidades em quatro linhas colocadas em zonas específicas do canal, como mostra a figura 4.6.

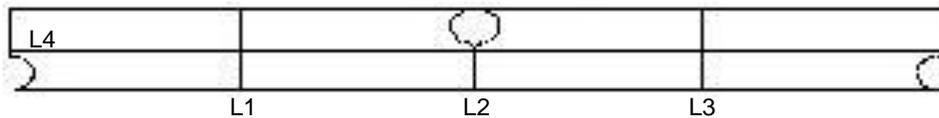


Figura 4.6 - Representação esquemática do canal da membrana e das linhas onde se fez o estudo da distribuição das velocidades.

Fazendo a comparação entre as distribuições da velocidade ao longo das linhas L1 e L3 para o canal de comprimento 4mm, ($l_f = 2$ mm) ver figura 4.7, verifica-se que os perfis de velocidade são simétricos. Da análise desses perfis é possível observar a região onde ocorre a formação de redemoinhos para $Re = 200$, 250 e 300 o que vai de encontro ao verificado (para $Re = 250$ e 300) na Figura 4.5a) através da análise das isolinhas da função corrente para $l_f = 2$ mm.

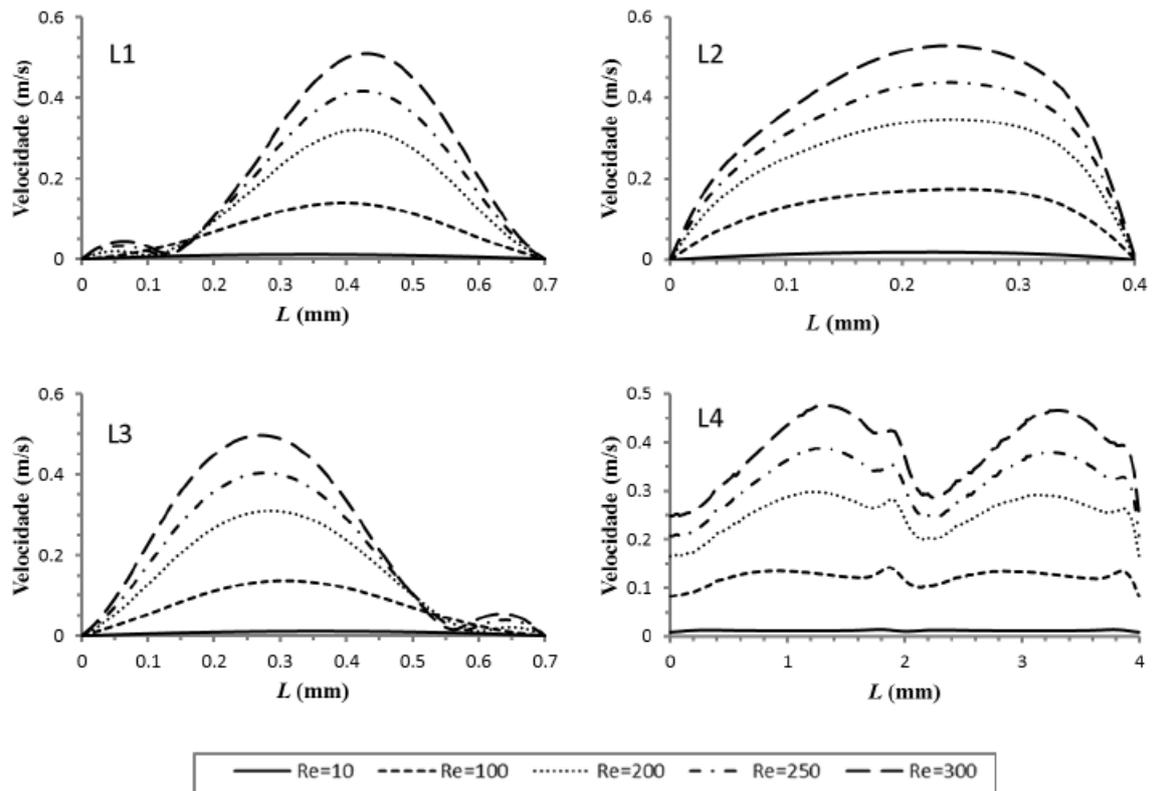


Figura 4.7 - Perfis das velocidades nas linhas L1, L2, L3 e L4 para canais com a distância entre filamentos $l_f = 2$ mm.

Para a distribuição das velocidades ao longo da linha L2, verifica-se que esta é maior nas proximidades do filamento do que nas proximidades da parede da membrana, o que sugere que o gradiente das velocidades é maior nas regiões junto do filamento, ou seja, as taxas de deformação são maiores nesta região. Este fato está em linha com o observado na figura 4.1, para a distribuição das velocidades de escoamento no canal com $l_f = 2$ mm.

A distribuição das velocidades ao longo da linha L4 apresenta um padrão semelhante, observável para todos os números de Reynolds, que se repete de dois em dois milímetros, o que corresponde à distância entre filamentos.

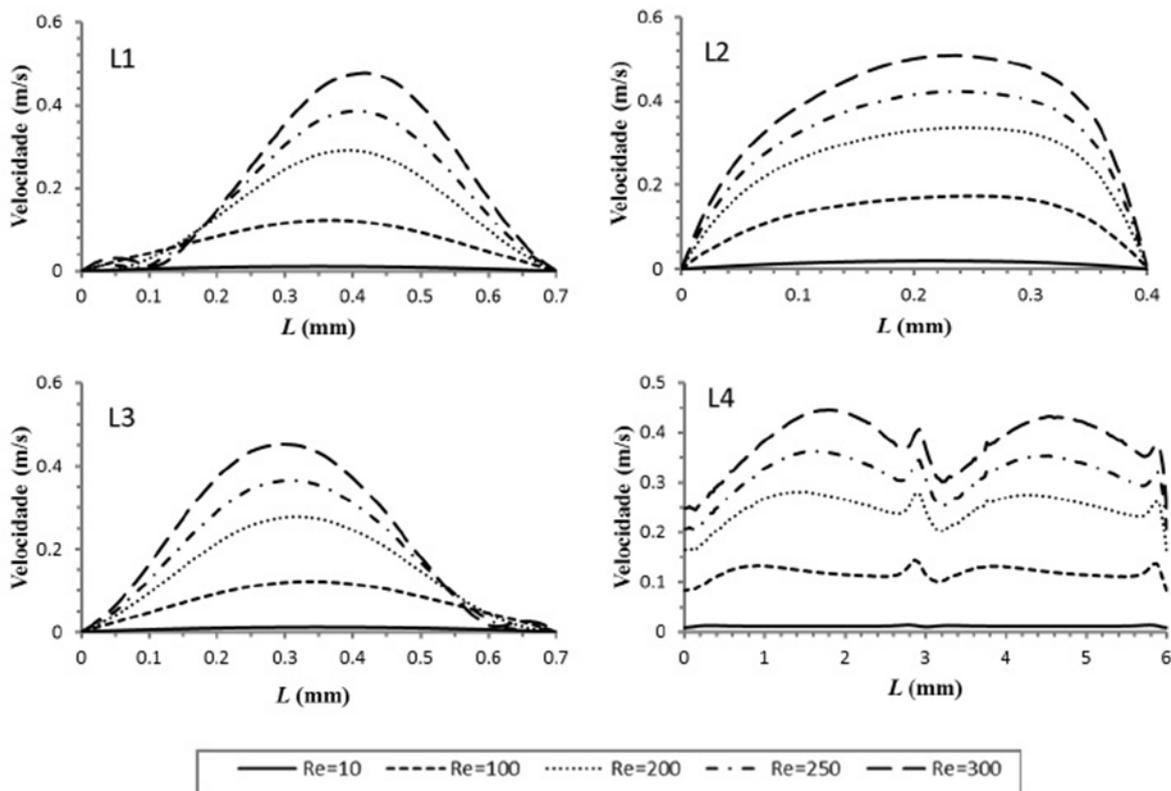


Figura 4.8 - Perfis das velocidades nas linhas L1, L2, L3 e L4 para canais com a distância entre filamentos de $l_f = 3$ mm.

Para os canais da membrana com distância entre filamentos de 3 mm a análise da distribuição das velocidades nas linhas L1 e L3 (Figura 4.8), mostra a mesma simetria observada para o caso de $l_f = 2$ mm. A zona de redemoinho ainda é observada nesta configuração. Neste caso a zona de formação de redemoinho, caracterizada por velocidades baixas, não é tão evidente, mas mesmo assim continua presente para os números de Reynolds mais elevados.

Na distribuição das velocidades ao longo da linha L2, verifica-se que as velocidades mais elevadas continuam a manter-se mais próximas do filamento do que da parede do canal da membrana.

Para a linha L4, o padrão observado na configuração anterior, surge também para esta configuração $l_f = 3$ mm onde a distribuição de velocidades acontece com o mesmo padrão, mas agora de três em três milímetros, que é a distância entre os filamentos.

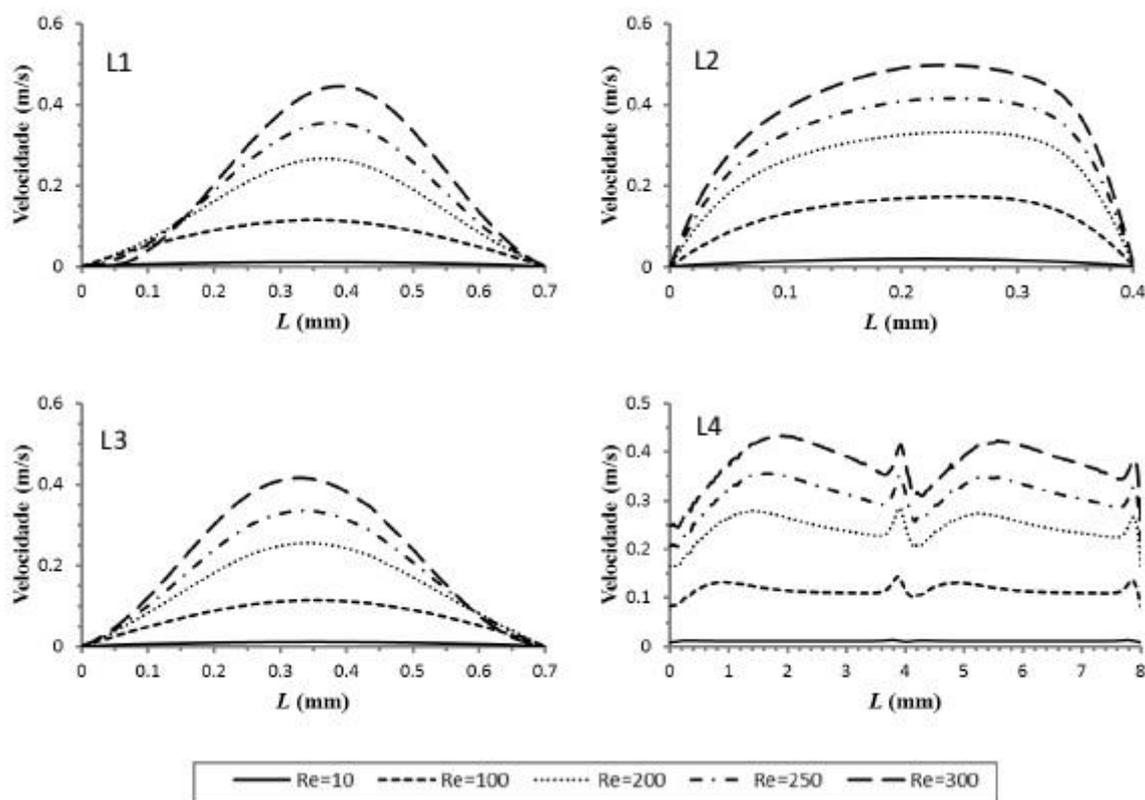


Figura 4.9 - Perfis das velocidades nas linhas L1, L2, L3 e L4 para canais com a distância entre filamentos de $l_f = 4$ mm.

Para o caso da membrana com distância entre filamentos de 4 mm e de 5 mm, tal como acontece em $l_f = 2$ mm e $l_f = 3$ mm, a distribuição das velocidades nas linhas L1 e L3 em $l_f = 4$ mm e $l_f = 5$ mm (Figuras 4.9 e 4.10), permanecem simétricas mas ao contrário dos outros dois casos (Figuras 4.7 e 4.8), não se observa a região de formação de redemoinhos, ou seja o comprimento dos redemoinhos é menor do que 2 mm e 2,5 mm respetivamente. Ao longo da linha L2 para $l_f = 4$ mm e $l_f = 5$ mm, as velocidades mais elevadas encontram-se, tal como acontece em $l_f = 2$ mm e $l_f = 3$ mm, mais próximas do filamento do que da parede.

As velocidades ao longo da L4, tanto no canal $l_f = 4$ mm como em $l_f = 5$ mm, continuam a apresentar o mesmo padrão na distribuição das velocidades diferindo apenas na periodicidade com que esse padrão se repete, de quatro em quatro milímetros e cinco em cinco milímetros, respetivamente.

De um modo geral, o que se verifica é que as velocidades ao longo de cada uma das linhas (L1, L2, L3 e L4), apresenta um comportamento semelhante apesar de aumentar a distância entre os filamentos.

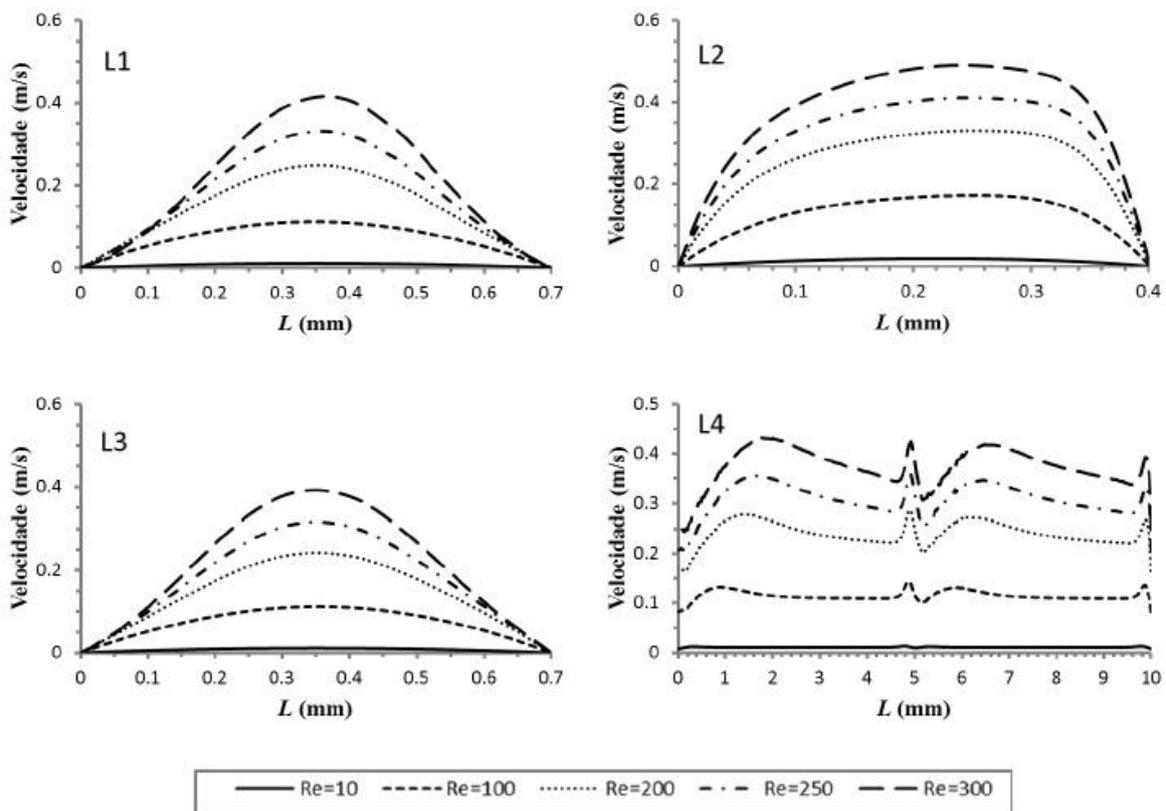


Figura 4.10 - Perfis das velocidades nas linhas L1, L2, L3 e L4 para canais com a distância entre filamentos de $l_f = 5$ mm.

A região de formação de redemoinhos observadas nas linhas L1 e L3 para $l_f = 2$ mm e $l_f = 3$ mm (Figuras 4.7 e 4.8) deixam de se verificar para as distâncias mais elevadas em $l_f = 4$ mm e $l_f = 5$ mm (Figuras 4.9 e 4.10), o que indica que a formação de redemoinhos não se estende para lá da meia distância entre os filamentos.

De uma análise geral, neste estudo são identificados dois tipos de estrutura um sem redemoinhos para Re pequenos ($Re = 10$) e outro com redemoinhos para os Re mais elevados. A estrutura do escoamento deverá afetar o processo de transferência de massa uma vez que influencia a taxa de crescimento da espessura da camada limite da concentração. Na presença de redemoinhos, quando há rejeição de soluto pela membrana, desenvolvem-se duas camadas limites de concentração em direções opostas o que tenderá a concentrar o valor máximo de soluto junto dos filamentos (Sousa *et al* 2012).

4.1.4 Fator de atrito

A tabela 4.1 mostra para os números de Reynolds estudados, os valores obtidos para os fatores de atrito médio \bar{f} , dado pela equação (2.16b), nos canais da membrana preenchidos com os diferentes espaçadores. Como seria de esperar, o fator de atrito diminui

à medida que aumenta o comprimento do canal e o espaçamento entre filamentos, isto acontece devido à diminuição do número de filamentos por unidade de comprimento. Esta redução do número de filamentos por unidade de comprimento leva a uma diminuição do arrasto total do escoamento no canal o que faz com o fator de atrito baixe também (Geraldes *et al.*, 2002). A variação do fator de atrito com os números de Reynolds é mais evidente para números de Reynolds mais baixos (neste caso $Re = 10$), sendo essa variação cada vez menos pronunciada à medida que aumentam os números de Reynolds (Geraldes *et al.*, 2002).

Tabela 4.1 - Fator de atrito médio \bar{f} para o escoamento em canais preenchidos com espaçadores em ziguezague.

Re	\bar{v}_x (m/s)	\bar{f}			
		$l_f = 2$ mm	$l_f = 3$ mm	$l_f = 4$ mm	$l_f = 5$ mm
10	0,013	0,786	0,754	0,736	0,726
100	0,128	0,079	0,076	0,074	0,073
200	0,255	0,040	0,038	0,036	0,036
250	0,320	0,032	0,030	0,029	0,028
300	0,383	0,027	0,025	0,024	0,023

O fator de atrito f ao longo parede superior da membrana é mostrado nas figuras 4.11 até 4.15. O f da parede inferior da membrana tem o mesmo comportamento, como seria de esperar devido à simetria da configuração dos espaçadores, e por esse motivo optou-se por apresentar apenas os resultados referentes à parede superior.

Os valores de f diminuem com o aumento dos números de Reynolds, sendo esse fato mais visível no caso de $Re = 10$ (velocidade mais baixa) que se destaca dos restantes números de Reynolds devido aos valores de f consideravelmente mais elevados, o que está em linha com o observado para \bar{f} .

Em todas as figuras verifica-se que f aumenta significativamente junto dos filamentos, no entanto vai diminuindo de forma considerável no espaço entre filamentos atingindo valores muito baixos. Esta redução do fator de atrito seria de esperar devido à mudança repentina de direção do escoamento, que é forçado a passar por baixo do segundo filamento (Cao *et al.*, 2001). A redução do fator de atrito entre os filamentos torna-se menos acentuada à medida que l_f vai aumentando, uma vez que a mudança de direção do escoamento não é tão brusca para distâncias maiores. Na região próxima do filamento (a montante) os valores de f são maiores para a configuração $l_f = 2$ mm do que para as

restantes configurações $l_f = 3, 4$ e 5 mm. A jusante do filamento, na região correspondente às velocidades mais baixas, f aumenta com o crescimento dos redemoinhos que se formam nessa zona para números de Reynolds mais elevados.

Em todas as configurações $l_f = 2, 3, 4, 5$ mm para $Re = 10$, observa-se um padrão de simetria do comportamento de f ao longo do canal, o que está em linha com o comportamento observado no caso da distribuição das velocidades para este número de Reynolds (ver figuras. 4.1 - 4.4).

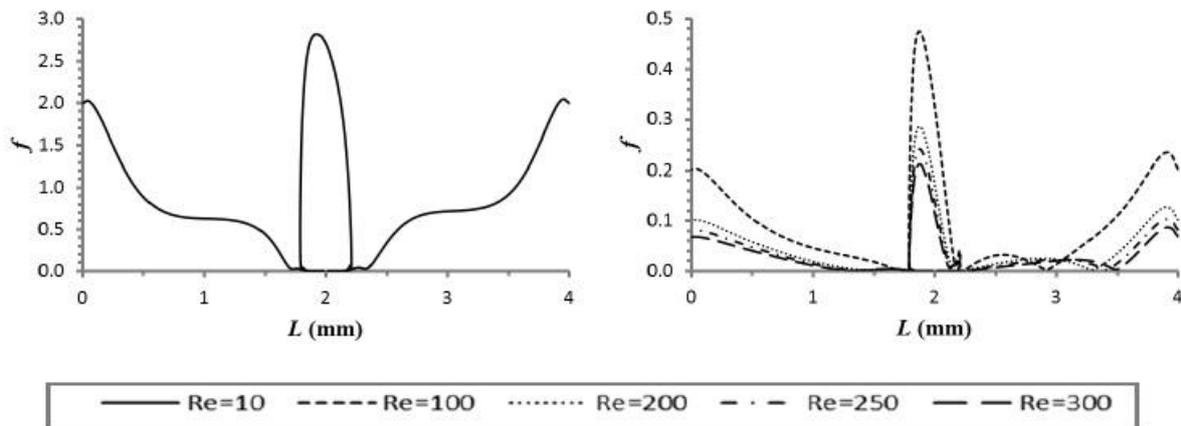


Figura 4.11 - Fator de atrito em canais preenchido para espaçadores com distância entre filamentos $l_f = 2$ mm.

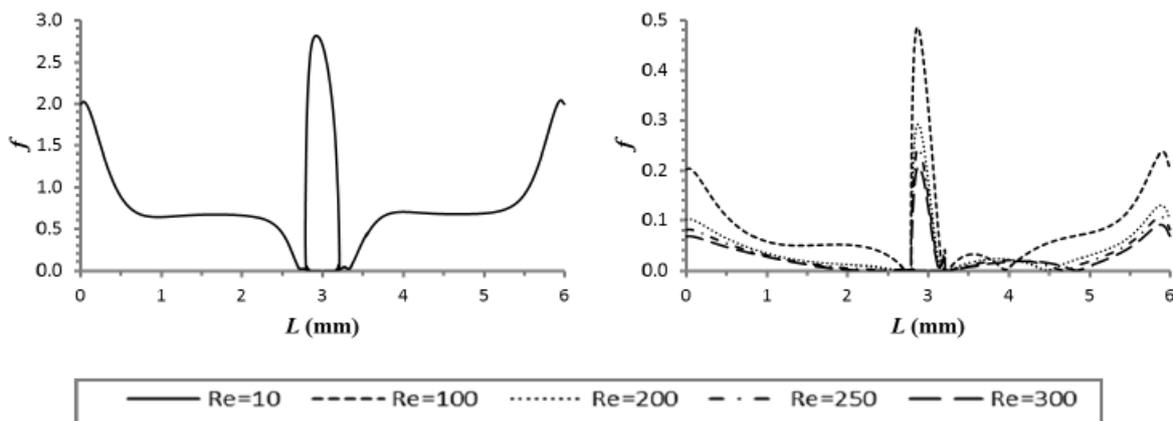


Figura 4.12 - Fator de atrito em canais preenchido para espaçadores com distância entre filamentos $l_f = 3$ mm.

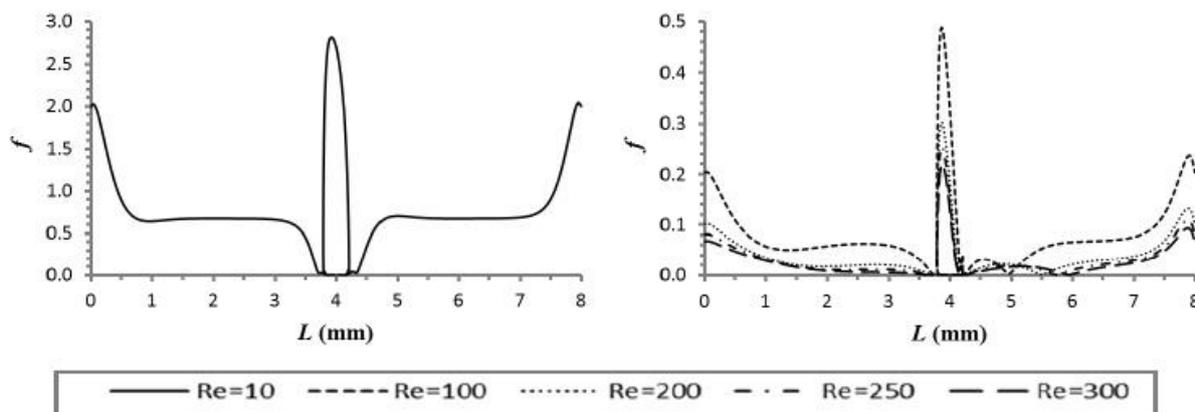


Figura 4.13 - Fator de atrito em canais preenchido para espaçadores com distância entre filamentos $l_f = 4$ mm.

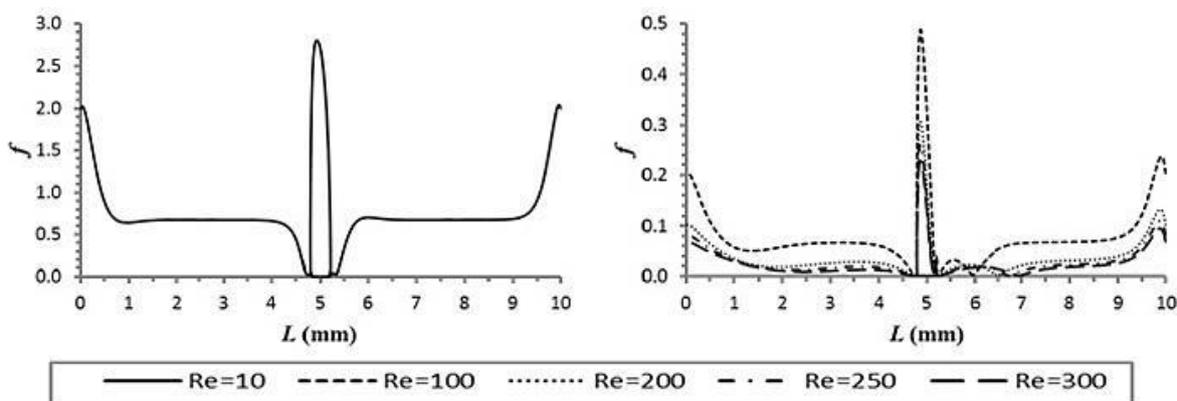


Figura 4.14 - Fator de atrito em canais preenchido para espaçadores com distância entre filamentos $l_f = 5$ mm.

O fator de atrito mais elevado verifica-se para números de Reynolds mais baixos e não parece ser significativamente influenciado pelo tipo de configuração do espaçador. Para os números de Reynolds maiores, verifica-se então a diminuição do fator de atrito, observando-se apenas alterações nas zonas a jusante dos filamentos. Estas alterações correspondem às zonas de recirculação que se formam para números de Re mais elevados e que não se verificam para $Re = 10$. As diferenças de umas configurações para as outras são pouco significativas observando-se praticamente o mesmo comportamento em todas as configurações.

4.1.5 Tensões de corte nas paredes

O estudo das tensões de corte na parede por unidade de comprimento $(TCP)/L$, obtidas a partir da média dos valores das tensões de corte na parede superior e inferior a dividir pelo comprimento da célula, são mostrados nas figuras 4.15.

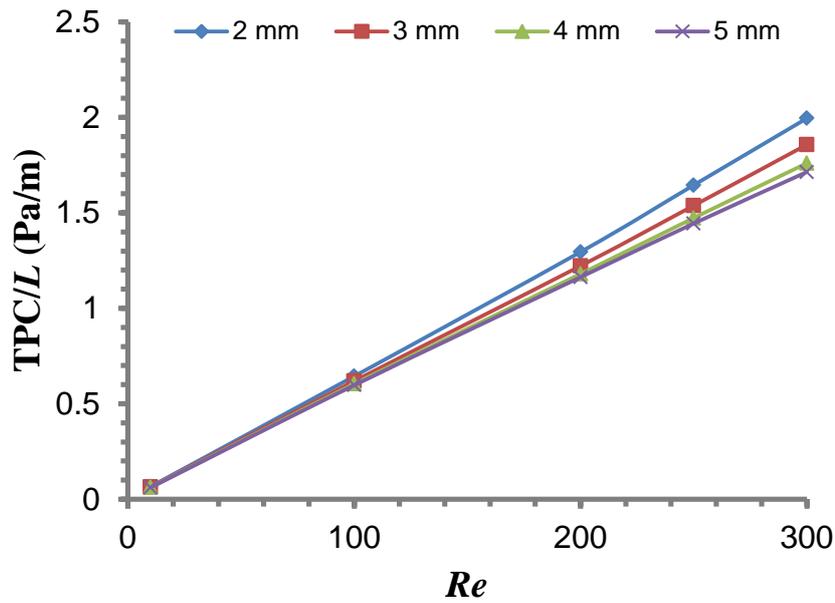


Figura 4.15 - Tensão de corte nas paredes por unidade de comprimento versus número de Reynolds para as distâncias entre filamentos $l_f = 2, 3, 4$ e 5 mm.

A figura 4.15 mostra os valores das TCP/L para cada uma das configurações estudadas em função dos números de Reynolds considerados. É possível verificar que os valores de TCP/L crescem linearmente com o aumento do número de Reynolds (velocidades mais elevadas). O crescimento é mais rápido para os espaçadores com filamentos com menor distância entre si. As diferenças entre os valores de TCP/L de duas configurações dos espaçadores diferentes (isto é para dois valores de l_f diferentes) também crescem com o aumento de Re . Contudo, estes efeitos mencionados para TCP/L com Re são contrários aos observados para o fator de atrito médio (tabela 4.1).

Fazendo a relação entre as tensões de corte nas paredes e a velocidades, as TCP estão relacionadas diretamente com os campos de velocidade de escoamento, que concentram gradientes mais elevados nas regiões junto aos filamentos. Com o aumento do espaço entre filamentos o campo de velocidades começa a ter uma distribuição mais uniforme ao longo do canal, ao contrário do que acontece nos canais preenchidos por espaçadores com filamentos com menor distância entre si (Figuras 4.1 - 4.4) o que deverá beneficiar a difusão induzida pelas tensões de corte nas paredes e a transferência de massa na membrana tal como refere Cao *et al.*, 2001.

4.1.6 Queda de pressão

Relativamente ao estudo da queda de pressão em canais preenchidos com espaçadores, Cao *et al.* (2001), Geraldes *et al.* (2002) e Guillen e Hoek (2009) demonstram que a redução da distância entre os filamentos perpendiculares ao escoamento pode melhorar a transferência de massa mas aumenta significativamente a queda de pressão no canal. Este comportamento do aumento da queda de pressão também é confirmado por este estudo, figura 4.16.

A figura 4.16 mostra a queda de pressão em cada célula no canal por unidade de comprimento em função do número de Reynolds para espaçadores com distâncias entre filamentos de 2, 3, 4 e 5 mm. A queda de pressão em cada célula do canal por unidade de comprimento segue um comportamento semelhante ao observado para tensão de corte na parede por unidade de comprimento, figura 4.15. Contudo, a queda de pressão para cada uma das configurações $l_f = 2, 3, 4, 5$ mm cresce mais rapidamente para os números de Reynolds maiores. A associação deste parâmetro à transferência de massa poderá ser útil para uma melhor otimização da geometria/configuração dos espaçadores.

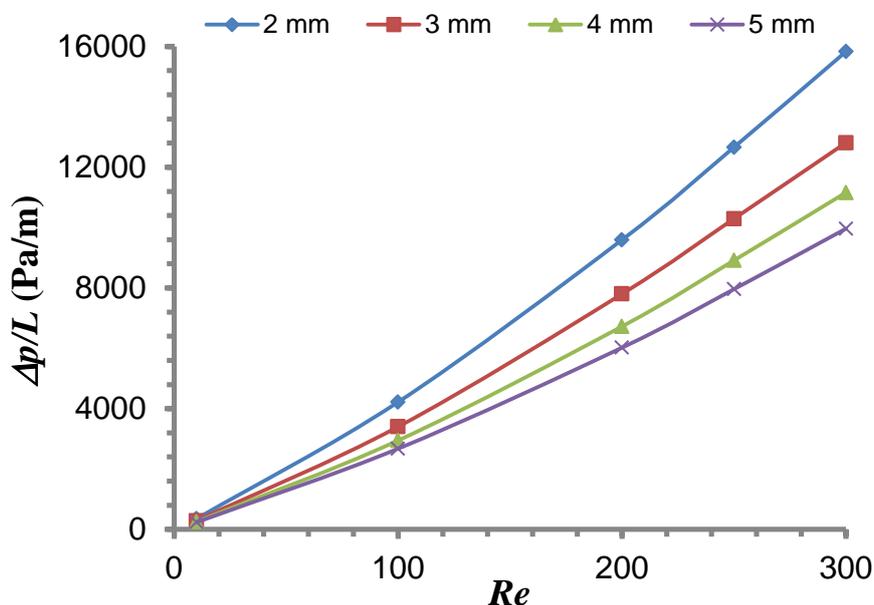


Figura 4.16 - Queda de pressão em cada célula do canal por unidade de comprimento versus número de Reynolds para as distâncias entre filamentos $l_f = 2, 3, 4$ e 5 mm.

CAPÍTULO V - CONCLUSÕES

5 Conclusões

Nesta dissertação usaram-se as técnicas de CFD para estudar a hidrodinâmica em canais de alimentação de uma membrana de dessalinização preenchidos com espaçadores com filamentos dispostos em ziguezague e transversais ao escoamento. O modelo geométrico dos canais foi obtido a partir das características de uma membrana comercial de osmose inversa (Film Tec™ XLE-4040). Os resultados apresentados mostram os efeitos da distância entre filamentos na distribuição das velocidades, nas isolinhas da função corrente, no fator de atrito, na queda de pressão e nas tensões de corte desenvolvidas nas paredes da membrana para números de Reynolds $10 \leq Re \leq 300$.

As simulações revelaram dois padrões de escoamento gerados pelos diferentes números de Reynolds, um sem formação de redemoinhos e outro com a formação de redemoinhos, para $Re > 100$, a jusante dos filamentos. Este comportamento foi observado para todas as soluções numéricas dos escoamentos laminares para as diferentes configurações dos espaçadores com filamentos distanciados de $l_f = 2, 3, 4, 5$ mm entre si.

Pela análise da distribuição das velocidades, foi possível confirmar que as velocidades máximas para cada número de Reynolds, não se alteram com as diferentes configurações dos espaçadores. Aumentando o espaço entre os filamentos, de modo geral, as velocidades vão-se distribuindo ao longo do canal, atingindo os valores máximos nas regiões dos filamentos, acima destes caso se localizem na parede inferior do canal, ou abaixo caso o filamento se encontre na parede superior do canal.

Para as condições de estudo verifica-se que os redemoinhos são regiões de baixas velocidades e que as distâncias, entre os filamentos, não têm um efeito visível no comportamento das linhas de corrente. O aumento do comprimento dos redemoinhos parece não ser afetado com l_f , embora com exceção para $l_f = 2$ mm onde o seu comprimento é claramente afetado para os números de Reynolds mais elevados.

A estrutura do escoamento deverá afetar o processo de transferência de massa uma vez que influencia a taxa de crescimento da espessura da camada limite da concentração. Na presença de redemoinhos, quando há rejeição de soluto pela membrana, desenvolvem-se duas camadas limites de concentração em direções opostas o que tenderá a concentrar o valor máximo de soluto junto dos filamentos.

No estudo do fator de atrito f observa-se um padrão de simetria, em todas as configurações $l_f = 2, 3, 4, 5$ mm para $Re = 10$, do comportamento de f ao longo do canal.

Para os números de Reynolds mais baixos verificam-se os valores do fator de atrito mais elevados e não parecem ser significativamente influenciados pelo tipo de configuração

do espaçador. Para os números de Reynolds maiores, verifica-se uma diminuição do fator de atrito.

Fazendo a relação entre as tensões de corte nas paredes e a velocidades, as TCP estão relacionadas diretamente com o campo de velocidades de escoamento, que concentra gradientes mais elevados nas regiões junto aos filamentos.

O aumento do espaço entre filamentos torna a distribuição do campo de velocidades mais uniforme ao longo do canal, ao contrário do que acontece nos canais preenchidos com filamentos com menor distância entre si, o que poderá beneficiar a difusão induzida pelas tensões de corte e conseqüentemente a transferência de massa através da membrana.

A introdução de filamentos com arranjo em ziguezague pode afetar a estrutura do escoamento em canais de alimentação de membranas de dessalinização. Das configurações estudadas, aquela que parece afetar de forma mais significativa o escoamento é a que apresenta menor espaço entre filamentos, $l_f = 2$ mm.

Em configurações com menor espaço entre filamentos, os valores do fator de atrito são mais elevados devido ao maior número de filamentos por unidade de comprimento.

O mesmo acontece no caso das tensões de corte na parede que são significativamente mais elevadas neste tipo de configuração, que alteram dinamicamente a camada limite de concentração e previnem a colmatação da superfície da membrana.

A diminuição da distância entre filamentos pode levar ao aparecimento de recirculações mais ativas, que podem promover a transferência de massa nas superfícies das membranas apesar de diminuírem a área útil das membranas.

Referências

- Abdel-Rahman, M.; Connolly, A.; Costen, P.; Djanak, D.; Lockwood, F.C. (2002). Application of the 'waste to water' concept to Sharm El Sheikh through a CFD simulation. *Desalination* 152, 125 – 132.
- Afonso, A.M.; Oliveira, Mónica; Oliveira, P.J.; Alves, M.A.; Pinho, F.T. (2012). The Finite Volume Method in Computational Rheology, Finite Volume Method - Powerful Means of Engineering Design, PhD. Radostina Petrova (Ed.), ISBN: 978-953-51-0445-2, InTech, <http://www.intechopen.com/books/finitevolume-method-powerful-means-of-engineering-design/the-finite-volume-method-in-computational-rheology> (acedido em 12 de outubro de 2012)
- Ahmad, A.L.; Lau, K.K. (2006). Impact of different spacer filaments geometries on 2D unsteady hydrodynamics and concentration polarization in spiral wound membrane channel. *Journal of Membrane Science* 286, 77 – 92.
- AQUAREC Work package 3 (2006). Report on integrated water reuse concepts. Final Deliverable D19. (acedido em http://www.amk.rwth-aachen.de/fileadmin/user_upload/aquarec/WP3_D19_Report_on_integrated_water_reuse_concepts.pdf a 4 de janeiro de 2012).
- Arab Centre for the Studies of Arid Zones and Dry Lands. & UNEP International Environmental Technology Centre. (2001). *Sourcebook of alternative technologies for freshwater augmentation in West Asia*. [Osaka, Japan]: UNEP-IETC. (acedido em <http://www.unep.or.jp/ietc/publications/techpublications/techpub-8f/b/desalination1-1.asp> a 10 de abril de 2012).
- Azevedo, B. (2010). Estudo preliminar da hemodinâmica em modelos simplificados de aneurismas saculares. Dissertação de Mestrado Integrado em Engenharia Mecânica. Faculdade de Engenharia. Universidade do Porto.
- Baalousha, H. (2006). Desalination status in the Gaza Strip and its environmental impact. *Desalination* 196, 1 – 12.
- Baker, R.W. (2004). "Membrane Technology and Applications", John Wiley & Sons.
- Barth, T.; Ohlberger, M. (2004). Finite Volume Methods: Foundation and Analysis. Encyclopedia of Computational Mechanics.
- Bouwer, H. (2000). Integrated water management: emerging issues and challenges. *Agricultural Water Management* 45, 217 – 228.
- Braga, J.; Morgado, E. (2007). Guia do Ambiente - Empresas, Competitividade e Desenvolvimento Sustentável, p. 106.
- Cao, Z.; Wiley, D.E.; Fane, A.G. (2001). CFD simulations of net-type turbulence promoters in a narrow channel. *Journal of Membrane Science* 185, 157 – 176.

Charcosset, C. (2009). A review of membrane processes and renewable energies for desalination. *Desalination* 245, 214 – 231.

Correia, C. (2008). Projecto “Berlenga – Laboratório de Sustentabilidade” Soluções de Abastecimento de Água e Saneamento. Dissertação de Mestrado em Engenharia do Ambiente –Perfil Engenharia Sanitária. Departamento de Ciências e Engenharia do Ambiente. Faculdade de Ciências e Tecnologia. Universidade Nova de Lisboa.

D’Almeida, A. (2008). Caracterização experimental e numérica de escoamentos em slits: Influência da rugosidade superficial e da interposição de espaçadores cilíndricos. Dissertação de Mestrado em Engenharia Mecânica. Instituto Superior Técnico. Universidade Técnica de Lisboa.

Delyannis, E., Belessiotis, V. (2010). Desalination: The recent development path. *Desalination* 264, 206 – 213

Einav, R.; Hamssib, K.; Periyb, D. (2002). The footprint of the desalination processes on the environment, *Desalination* 152, 141 – 154.

El-Ghonemy, A.M.K. (2012). Water desalination systems powered by renewable energy sources: Review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 16, 1537 – 1556.

El-Sadek, A. (2010). Water desalination: An imperative measure for water security in Egypt. *Desalination* 250, 876 – 884.

Eltawil, M. A.; Zhengming, Z.; Yuan, L. (2009). A review of renewable energy technologies integrated with desalination systems. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 13, 2245 – 2262.

Ettouney, H.; El-Dessouky, H. (2001). Teaching desalination. *Desalination* 141, 109 – 127.

Farrell, K. J. (2008). Reduced Membrane Fouling Potential by Tailored Fluid/Structure Interaction”. *Desalination and Water Purification Research and Development Program Report* No. 143.

Ferreira, J. (2004). Métodos Numéricos para Equações com Derivadas Parciais. Departamento de Matemática. Faculdade de Ciências e Tecnologia. Universidade de Coimbra.

Fiorenza, G.; Sharma, V.K.; Braccio, G. (2003). Techno-economic evaluation of a solar powered water desalination plant. *Energy Conversion and Management* 44, 2217 – 2240.

Fletcher, D.F.; Wiley, D.E. (2004). A computational fluids dynamics study of buoyancy effects in reverse osmosis. *Journal of Membrane Science* 245, 175 – 181.

Fritzmann, C.; Löwenberg, J.; Wintgens, T.; Melin, T. (2007). State-of-the-art of reverse osmosis desalination. *Desalination* 216, 1 – 76.

Geraldes, V.; Semião, V.; Pinho, M. N. (2002). Flow management in nanofiltration spiral wound modules with ladder-type spacers. *Journal of Membrane Science* 203, 87 – 102.

- Ghidossi, R.; Veyret, D.; Moulin, P. (2006). Computational fluid dynamics applied to membranes: State of the art and opportunities. *Chemical Engineering and Processing* 45, 437 – 454.
- Greenlee, L. F.; Lawler, D. F.; Freeman, B. D.; Marrot, B.; Moulin, P. (2009). Reverse Osmosis Desalination: Water Sources, Technology, and Today's Challenges. *Water Research* 43 (9), 2317 – 48.
- Gonçalves, N. (2007). Método dos Volumes Finitos em Malhas Não-Estruturadas. Dissertação de Mestrado em Engenharia Matemática. Departamento de Matemática Aplicada / Departamento de Matemática Pura. Faculdade de Ciências. Universidade do Porto.
- Guillen, G.; Hoek, E.M.V. (2009). Modeling the impacts of feed spacer geometry on reverse osmosis and nanofiltration processes. *Chemical Engineering Journal* 149, 221 – 231.
- Hosseini, S. R.; Amidpour, M.; Behbahania, A. (2011). Thermo-economic analysis with reliability consideration of a combined power and multi stage flash desalination plant. *Desalination* 278, 424 – 433.
- Jordan, F. L.; Yoklic, M.; Marino, K.; Brown, P.; Seaman, R.; Glenn, E. P. (2009). Consumptive water use and stomatal conductance of *Atriplex lentiformis* irrigated with industrial brine in a desert irrigation district. *Agricultural and Forest Meteorology* 149, n. 5-7, 899 – 912.
- Kalogirou S. (1997). Survey of solar desalination systems and system selection. *Energy* 22(1), 69 – 81.
- Kalogirou, S. A. (2005). Seawater desalination using renewable energy sources. *Progress in Energy and Combustion Science* 31, 242 – 281.
- Kang, I.; Chang, H. (1982). The effect of turbulence promoters on mass transfer - numerical analysis and flow visualization. *International Journal of Heat and Mass transfer* 25 (8), 1167 – 1181.
- Karagiannis, I.C.; Soldatos, P.G. (2008). Water desalination cost literature: review and Assessment. *Desalination* 223, 448 – 456.
- Khawaji, A.D.; Kutubkanah, I.K.; Wie, J.-M. (2008). Advances in seawater desalination technologies. *Desalination* 221, 47 – 69.
- Koutsou, C.P.; Yiantsios, S.G.; Karabelas, A.J. (2007). Direct numerical simulation of flow in spacer-filled channels: Effect of spacer geometrical characteristics. *Journal of Membrane Science* 291, 53 – 69.
- Kundu, D.; Haji-Sheikh, A.; Lou, D.Y.S. (1992) Heat transfer in crossflow over cylinders between two parallel plates. *Journal of Heat Transfer* 114, 558 – 564.
- Laranjeira, C. (2010). Estudo Numérico dos Escoamentos em Canais de Dessalinização por Osmose. Dissertação de Mestrado em Engenharia Civil. Departamento de Engenharias. Universidade de Trás-os-Montes e Alto Douro.

Marcovecchio, M.G.; Mussati, S.F.; Aguirre, P.A.; Scenna, N.J. (2005). Optimization of hybrid desalination processes including multi stage flash and reverse osmosis systems. *Desalination* 182, 111 – 122.

Mathioulakis, E.; Belessiotis, V.; Delyannis, E. (2007). Desalination by using alternative energy: Review and state-of-the-art. *Desalination* 203, 346 – 365.

Mekhilef, S.; Saidur R.; Safari, A. (2011). A review on solar energy use in industries. *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 15, 1777 – 1790.

Mezher, T., Fath, H., Abbas, Z., Khaled, A. (2011). Techno-economic assessment and environmental impacts of desalination technologies. *Desalination* 266, 263 – 273.

Miller, J.E. (2003). Review of Water Resources and Desalination Technologies.(acedido via internet: <http://prod.sandia.gov/techlib/access-control.cgi/2003/030800.pdf>)

Mohamed, A. M. O.; Maraqa, M.; Al Handhaly, J. (2005). Impact of land disposal of reject brine from desalination plants on soil and groundwater. *Desalination* 182, 411 – 433.

Monteiro, G.S. (2009). Arranjos de membranas de osmose inversa: avaliação e comparação do desempenho de pequenos sistemas. Dissertação de Mestrado em Engenharia Química. Universidade Federal de Campina Grande.

OCDE (2003). Water – Performance and challenges in the OECD countries. Environmental Performance Reviews. Organisation for Economic Co-operation and Development, Paris.

Oliveira, P. (2001). Mecânica Computacional. Departamento de Engenharia Eletromecânica. Universidade da Beira Interior.

Oliveira, P. (2009). Equações da mecânica de fluidos. escoamento de Poiseuille em Canal e Tubo. (acedido em <http://webx.ubi.pt/~pipo/Hemodinamica1.pdf> a 6 de outubro de 2012).

Oristiano, B.; Peig, D; Lopes, M. (2006). Desenvolvimento de um sistema de pré-tratamento para osmose reversa. Projeto de Formatura em Engenharia Ambiental. Escola Politécnica. Universidade de São Paulo.

Pak, A.; Mohammadi, T.; Hosseinalipour, S.M.; Allahdini, V. (2008). CFD modeling of porous membranes. *Desalination* 222, 482 – 488.

Patankar, Suhas V. (1980). Numerical Heat Transfer and Fluid Flow. Hemisphere Publishing Corporation.

Pinho, M. A. (2009). Meio de cultivo à base de concentrado de dessalinização obtido por osmose inversa para *Arthrospira* (Spirulina) *platensis*. Dissertação de Mestrado. Universidade Federal de Santa Catarina, Centro de Ciências Agrárias. Programa de Pós-Graduação em Ciência dos Alimentos.

Portal de Engenharia Química- Membranas (2012). (acedido em http://labvirtual.eq.uc.pt/siteJoomla/index.php?Itemid=206&id=57&option=com_content&task=view#1 a 5 de março de 2012).

- Qadir, M.; Sharma, B.R.; Bruggeman, A.; Choukallah, R.; Karajeh, F. (2007). Non-conventional water resources and opportunities for water augmentation to achieve food security in water scarce countries. *Agricultural Water Management* 87, 2 – 22.
- Qiblawey, H. M.; Banat, F. (2008). Solar thermal desalination technologies. *Desalination* 220, 633–644.
- Schwinge, J.; Neal, P.R.; Wiley, D.E.; Fletcher, D.F. ; Fane, A.G. (2004). Spiral wound modules and spacers: Review and analysis. *Journal of Membrane Science* 242, 129–153.
- Shock, G.; Miquel, A. (1987). Mass transfer and pressure loss in spiral wound modules, *Desalination* 64, 339 – 352.
- Sousa, P. C., Soares A. A., Rouboa Abel (2012). Estudo numérico da hidrodinâmica numa membrana de dessalinização. 18º Conferência de Física p.153.
- Sommariva, C.; Hogg, H.; Callister, K. (2004). Environmental impact of seawater desalination: relations between improvement in efficiency and environmental impact. *Desalination* 167, 439-444.
- Subramani, A., Kim, S., Hoek, E. (2006). Pressure, flow, and concentration profiles in open and spacer-filled membrane channels. *Journal of Membrane Science* 277, 7 – 17.
- Versteeg, H. K.; Malalasekera, W. (1995). An Introduction to Computational Fluid Dynamics – The Finite Volume Method. Longman Scientific & Technical.
- Wardeh, S.; Morvan H.P. (2008). CFD simulations of flow and concentration polarization in spacer-filled channels for application to water desalination. *Chemical Engineering Research and Design* 86, 1107-1116.
- Wiley, D.; Fletcher, D. (2002). Computational fluid dynamics modelling of flow and permeation for pressure-driven membrane processes. *Desalination* 145, 183-186.
- Wu, T.; Crapper, M. (2009). A computational fluid dynamics based model of the ex-situ remediation of hydrocarbon contaminated soils. *Desalination* 248, 262–270.
- UN World Water Development Report 1: Water for People, Water for Life (2003).
- Younos, T. (2005). The Economics of Desalination. Universities Council on Water Resources. *Journal of Contemporary Water Research and Education* 132, 39 – 45.
- Zimmerer, C.C.; Kottke, V. (1996). Effects of spacer geometry on pressure drop, mass transfer, mixing behavior, and residence time distribution. *Desalination* 104, 129 – 134.