THESE DE DOCTORAT DE

L'UNIVERSITE DE RENNES

ECOLE DOCTORALE n° 647
Sciences pour l'Ingénieur
Spécialité : *Énergétique - Thermique - Combustion*

Par
Mostafa DAHBANI

Caractérisation du procédé de distillation membranaire pour la valorisation de la chaleur fatale à faible température

Thèse présentée et soutenue à Saint-Malo, le 22 décembre 2025
Unité de recherche : UR 3913 LABORATOIRE DE GÉNIE CIVIL ET GÉNIE MÉCANIQUE

Rapporteurs avant soutenance :

Jamel ORFI	Professeur des Universités, King Saud University, Riyad, Arabie Saoudite
Laurence FOURNAISON	Directrice de Recherche, INRAE Antony

Composition du Jury :

Présidente :	Laurence FOURNAISON	Directrice de Recherche, INRAE Antony
Rapporteurs :	Jamel ORFI	Professeur des Universités, King Saud University, Riyad, Arabie Saoudite
	Laurence FOURNAISON	Directrice de Recherche, INRAE Antony
Examinateurs :	Anne-Lise TIFFONNET	Maîtresse de Conférences, Université de Caen Normandie
	Ahmadou Tidiane DIABY	Ingénieur de recherche, CNAM Paris
Dir. de thèse :	Thierry MARE	Professeur des Universités, Université de Rennes
Co-dir. de thèse :	Paul BYRNE	Maître de Conférences, Université de Rennes

Table des matières

Nomenclature 7
Introduction générale 9
Chapitre 1 : Contexte général 11
1 Introduction 11
2 Problématiques climatiques et énergétiques 11
2.1 Changement climatique 11
2.2 Consommation d'énergie 15
2.3 Perspectives et solutions 18
2.3.1 Actions institutionnelles pour le climat 18
2.3.2 Perspectives énergétiques 20
2.3.3 Solutions mises en œuvre 21
2.4 Energie Fatale 22
2.5 Conclusion sur le climat et l'énergie 25
3 Etat des lieux des ressources en eau 27
3.1 Introduction 27
3.2 Problème de l'eau à l'échelle mondiale 28
3.3 Directives internationales et européennes pour résoudre le problème du manque d'eau 33
3.4 Etat des lieux en France 34
3.5 Conclusion sur l'eau 36
4 Le dessalement 37
4.1 Introduction 37
4.2 Les systèmes de dessalement 38
4.2.1 Les procédés thermiques 38
4.2.2 Les procédés membranaires 41
4.2.3 La distillation membranaire 42
4.2.4 Consommation d'énergie et coûts du dessalement 43
4.3 Défis environnementaux du dessalement 44
4.3.1 L'eau de mer 45
4.3.2 Prétraitement de l'eau de mer 46
4.3.3 Post-traitement de l'eau distillée 48
4.3.4 Rejet de saumure concentrée 49
4.4 Conclusion sur le dessalement 49
5 Conclusion du premier chapitre 51
Chapitre 2 : Etat de l'art de la distillation membranaire 53
1 Introduction 53
2 Indicateurs de performance de la distillation membranaire 53

2.1 Taux de rejet des sels 53
2.2 GOR (Gain Output Ratio) 54
2.3 SEC (Specific Energy Consumption) 54
2.4 SEEC (Specific Electric Energy Consumption) 54
2.5 STEC (Specific Thermal Energy Consumption) 54
2.6 Flux de vapeur et flux de perméat 54
3 Différentes variantes du procédé de distillation membranaire 55
3.1 La distillation membranaire à contact direct (DCMD) 55
3.2 La distillation membranaire à air-gap (AGMD) 55
3.3 La distillation membranaire sous vide (VMD) 56
3.4 La distillation membranaire à gaz de balayage (SGMD) 56
3.5 Récentes avancées dans les configurations de MD et comparaison des variantes 57
3.6 Comparaison des variantes 57
4 Caractéristiques des membranes de MD 59
4.1 Matériaux et compositions 59
4.2 Méthodes de fabrication 60
4.3 Propriétés 61
4.3.1 Hydrophobicité et angle de contact 61
4.3.2 Pression d'entrée de liquide (LEP) 62
4.3.3 Épaisseur de la membrane 63
4.3.4 Porosité de la membrane 64
4.3.5 Taille des pores et méthode du point de bulle 65
4.3.6 Distribution des pores 65
4.3.7 Tortuosité 66
4.3.8 Conductivité thermique 68
4.4 Bilan sur les propriétés des membranes 72
5 Modélisation des phénomènes de transfert de masse en AGMD 73
5.1 Généralités sur les phénomènes de transfert de masse 73
5.2 Définition des régimes de transfert de masse 74
5.3 Modèles de transfert de masse à travers la membrane 76
5.3.1 Approche 1 : Modèle simplifié 76
5.3.2 Approche 2 : Modèle généralisé (Fick modifié) 77
5.4 Prise en compte de la composition du mélange 79
5.5 Bilan sur les modèles de transfert de masse 80
6 Modélisation des phénomènes de transfert de chaleur 81
6.1 Equation générale 81
6.2 Corrélations du nombre de Nusselt 81

6.3 Phénomène de glissement 83
7 Conclusion du second chapitre 85
Chapitre 3 : Etude expérimentale 87
1 Introduction 87
2 Banc d'essais 87
2.1 Présentation du module AGMD 87
2.2 Instrumentation 89
2.2.1 Circuit d'eau chaude 89
2.2.2 Circuit d'eau froide 90
2.2.3 Balance et conductimètre 90
3 Essais expérimentaux 91
3.1 Caractéristiques de la membrane 91
3.2 Protocole d'expériences 92
3.3 Essais de répétabilité 93
3.4 Validation des mesures expérimentales 94
3.5 Effet de la température de l'alimentation (T_h) 95
3.6 Effet de la température de l'alimentation en eau froide (T_c) 96
3.7 Effet de la salinité 97
3.8 Effet de l'épaisseur de l'air gap 97
3.9 Effet de la température sur la conductivité électrique du perméat 98
3.10 Effet de la température (T_h) sur le taux de rejet de sels 100
3.11 Etude statistique des résultats 101
3.11.1 Modèle N°1 101
3.11.2 Modèle N° 2 103
4 Conclusion du troisième chapitre 105
Chapitre 4 : Etude numérique 107
1 Présentation des modèles 107
1.1 Equations de transfert de chaleur 107
1.1.1 Caractéristiques de la membrane 108
1.1.2 Caractéristiques de l'air gap 108
1.1.3 Caractéristiques du canal chaud 109
1.1.4 Caractéristiques du canal froid 110
1.1.5 Equations des flux de chaleur 110
1.1.6 Tableau récapitulatif des caractéristiques physiques et thermiques prises dans ce modèle 115
1.1.7 Bilan des transferts de masse et détermination du flux de perméat 115
1.2 Combinaison des modèles de transfert de chaleur et de masse 116
2 Analyse de l'influence des modèles de la littérature 119

2.1 Diffusion de Knudsen et moléculaire 119
2.2 Comparaison des modèles de calcul de conductivité de la membrane 120
2.3 Comparaison des modèles de calcul de tortuosité de la membrane 121
3 Analyse de l'impact des paramètres de la membrane sur le flux du perméat 123
3.1 Effet de l'air gap sur le flux de perméat 123
3.2 Effet des débits sur le flux de perméat 124
3.3 Effet de la porosité sur le flux de perméat 125
3.4 Effet de la salinité sur le flux de perméat 126
4 Simulation du système de dessalement 127
4.1 Simulation d'une unité simple passe couplée à une TFP 127
4.2 Simulation d'une unité multi-passes 130
4.2.1 Variation du flux de perméat en fonction du nombre d'étages 132
4.2.2 Analyse statistique de la variation du flux de perméat en fonction du nombre d'étages 134
5 Conclusion du quatrième chapitre 135
Conclusion générale 136
Références 138
Annexes 148

Nomenclature

Abréviations :

AFM	Microscopie à Force Atomique	PHA	Polyhydroxyalcanoates
AGMD	Air Gap Membrane Distillation	PP	Polypropylène
AIE	Agence internationale de l'énergie	ppm	Parties par million
APS	Announced Pledges Scenario		
BRIICS	Brésil, Russie, Inde, Indonésie, Chine et Afrique du Sud	PTFE	Polytétrafluoroéthylène
CGMD	Distillation par membrane à lame conductrice	PVDF	Polyfluorure de vinylidène
CRED	Centre for Research on the Epidemiology of Disasters	RdM	Reste du Monde
DCMD	Distillation membranaire à contact direct	RMN	Résonance magnétique nucléaire
FAO	Organisation des Nations unies pour l'alimentation et l'agriculture	RO	Reverse Osmosis
GES	Gaz à effet de serre	SGMD	La distillation membranaire à gaz de balayage
GIEC	Groupe intergouvernemental d'experts sur l'évolution du climat	SGMD	Distillation membranaire à gaz de balayage
HDH	Distillation par humidification-déshumidification	SMD	Submerged membrane distillation
HF	Hollow Fiber	SNBC	Stratégie nationale bas-carbone
MCL	Microscopie confocale à balayage laser	SSP	Shared Socioeconomic Pathways
MD	Distillation membranaire	STEP	Stations d'épuration des eaux usées
MEB	Microscopie Électronique à Balayage	STEPS	Stated Policies Scenario
MED	Multiple effect distillation	UF	Ultrafiltration
MF	Microfiltration	UIOM	Usines d'Incinération des Ordures Ménagères
MGMD	Distillation par membrane à lame de matériau	Ultrafiltration	Adsorption au charbon actif granulaire
MSF	Multi-stage flash	UNDRR	Bureau des Nations Unies pour la réduction des risques de catastrophe
NZE	Scénario de zéro émission	VAGMD	Vacuumed air gap membrane distillation
OCDE	Organisation de coopération et de développement économique	VC	Distillation à compression de vapeur
OMM	Organisation météorologique mondiale	VMD	Distillation membranaire sous vide
PFAS	Alkyls perfluorés et polyfluorés	V-MEMD	Distillation par membrane à effets multiples sous vide
PGMD	Distillation par membrane à lame perméable ou à lame liquide	V-MEMD	Vacuum multiple-effect membrane distillation
PGMD	Permeate gap membrane distillation	ZLD	Zero liquid discharge

Constantes, variables et paramètres en lettres latines :

A	Surface membranaire (m^2)	$\dot{m}$	Débit massique ($kg.s^{-1}$)
c	Concentration ($kg.m^{-3}$)	M	Masse molaire ($kg.mol^{-1}$)
C	Coefficient de diffusion ($kg.s^{-1}.m^{-2}.Pa^{-1}$)	Nu	Nombre de Nusselt (-)
cp	Capacité thermique massique ($J.kg^{-1}.K^{-1}$)	P	Pression (Pa)
d	Diamètre (m)	Pr	Nombre de Prandtl (-)
D	Coefficient de diffusion ($m^2.s^{-1}$)	Q	Débit volumique ($L.min^{-1}$)
dh	Diamètre hydraulique (m)	r	Rayon (m)
E	Energie (J)	$\mathcal{R}$	Constante universelle des gaz parfaits ($J.mol^{-1}.K^{-1}$)
f	Facteur de distribution (-)	R	Résistance thermique ($m^2.K.W^{-1}$)
GOR	Gain Output Ratio (-)	S	Salinité ($g.L^{-1}$)
h	Enthalpie ($J.kg^{-1}$)	SEC	Specific Energy Consumption ($kWh.m^{-3}$)
hc	Coefficient de transfert thermique par convection ($W.m^2.K^{-1}$)	SEEC	Specific Electric Energy Consumption ($kWh.m^{-3}$)
J_v	Flux de vapeur ($kg.m^{-2}.s^{-1}$ ou $kg.m^{-2}.h^{-1}$)	STEC	Specific Thermal Energy Consumption ($kWh.m^{-3}$)
k_∞	Perméabilité intrinsèque (m^2)	T	Température (°C)
K_B	Constante de Boltzmann ($J.K^{-1}$)	t	Temps de fonctionnement (s)
Kn	Nombre de Knudsen (-)	U	Coefficient global d'échange thermique ($W.m^2.K^{-1}$)
LEP	Liquid Entry Pressure (Pa)	V	Volume (m^3)
lpm	Longueur du libre parcours moyen (m)	v	Vitesse (m/s)
m	Masse (kg)		

Constantes, variables et paramètres en lettres grecques :

δ	Epaisseur (m)	μ	Viscosité dynamique (Pa.s)
ε	Porosité (-)	ρ	Masse volumique ($kg.m^{-3}$)
Φ	Flux thermique (W)	σ	Diamètre de collision (m)
λ	Conductivité thermique ($W.m^{-1}.K^{-1}$)	τ	Tortuosité (-)

Indices :

0	Fluide libre	ma	Membrane air
a	Air	mol	Moléculaire
aa	Air air	ms	Membrane support
aap	Air air perméat	out	Sortie
ag	Air gap	per	Perméat
apcp	Air perméat cold plate	Po	Poiseuille
ax	Air spacer	ret	Retentât
axcp	Air spacer cold plate	s	Support
c	Cold (fluide froid)	sa	Support air
cp	Cold plate (plaque froide)	sap	Support air perméat
eff	Effectif ou effective	spc	Support perméat cold plate
elec	Electrique	sx	Support spacer
f	Filament du spacer	sxc	Support spacer cold plate
h	Hot (fluide chaud)	t	Total ou totale
i	Interne	v	Vapeur
in	Entrée	vap	Vaporisation
Kn	Knudsen	w	Water (eau)
m	Membrane	x	Spacer

Introduction générale

La population mondiale ne cesse de croître, exerçant une pression toujours plus forte sur les ressources naturelles et les besoins énergétiques. Selon les projections des Nations Unies, elle devrait atteindre environ 8,5 milliards d'habitants en 2030 et 9,7 milliards en 2050 [1]. Cette expansion entraîne une demande accrue en énergie pour l'industrie, les transports, l'agriculture et l'alimentation, tout en augmentant la demande sur les ressources en eau douce.

Parallèlement, l'augmentation des activités humaines contribue au changement climatique en augmentant les émissions de gaz à effet de serre. Ce phénomène se traduit par une hausse des températures, des événements climatiques extrêmes plus fréquents et une demande croissante des ressources en eau potable. Dans ce contexte, il devient impératif de repenser notre utilisation des ressources énergétiques pour limiter notre impact environnemental tout en répondant aux besoins croissants de la population.

L'une des solutions réside dans la récupération de l'énergie fatale, issue des pertes thermiques des industries ou habitation. Plutôt que d'être dissipée, cette énergie pourrait être exploitée pour alimenter des processus tels que le dessalement de l'eau de mer par la distillation membranaire (MD). En parallèle 97,5 % de l'eau présente sur Terre est salée et impropre à la consommation. En optimisant l'utilisation de nos ressources énergétiques, nous pouvons ainsi contribuer à la sécurité hydrique mondiale tout en réduisant notre empreinte environnementale.

Cette thèse caractérise expérimentalement une unité de MD et présente le développement d'un modèle numérique validé avec pour objectif de maximiser le flux de perméat pour répondre aux défis énergétiques et environnementaux liés au dessalement de l'eau. Elle propose d'associer une unité de dessalement à membrane à une unité d'osmose inverse ou à une source d'énergie fatale. Lorsque la chaleur fatale est récupérée et valorisée, l'efficacité énergétique d'un système est améliorée. Après avoir exposé le contexte de l'étude, ce mémoire se divise en quatre chapitres principaux, détaillant les aspects théoriques et expérimentaux de cette solution.

Le chapitre 1 met en évidence que la croissance démographique et les activités humaines augmentant les problématiques climatiques et énergétiques, tout en augmentant la demande sur les ressources en eau. Et nous montrons dans ce chapitre, que le dessalement apparaît comme une solution prometteuse, bien que son coût énergétique parfois élevé. Une alternative consiste à exploiter l'énergie fatale, issue des rejets thermiques, pour améliorer l'efficacité système de dessalement. Cette approche permettrait de résoudre la gestion durable de l'eau et l'optimisation énergétique.

Le chapitre 2 évoque le dessalement comme une solution essentielle pour la production d'eau douce et examine les différentes technologies développées à cet effet. Parmi elles, la distillation membranaire, en particulier l'AGMD (Air Gap Membrane Distillation), se distingue par son fonctionnement à des températures relativement basses, inférieures à 90 °C. Chaque technologie de dessalement présente des avantages et des inconvénients en termes de rendement, de consommation énergétique et de complexité technologique. De plus, un état de l'art a été réalisé sur les membranes utilisées dans l'AGMD, en mettant en avant leurs différentes caractéristiques et leur impact sur l'efficacité du procédé.

Dans le chapitre 3, nous mettrons en place un protocole expérimental pour analyser l'impact de différentes conditions opératoires sur la quantité du perméat. Cela comprendra la conception et l'instrumentation d'un banc d'essai, suivies d'une comparaison des résultats expérimentaux avec les données disponibles dans la littérature en vue de leur validation. Une analyse statistique sera ensuite réalisée pour quantifier l'influence de chaque paramètre étudié. Enfin, un modèle empirique sera élaboré pour prédire le flux de perméat à partir des hypothèses retenues et des caractéristiques du banc d'essai.

Le chapitre 4 présente le développement d'un modèle numérique intégrant les équations régissant les transferts de masse et de chaleur. Après validation, ce modèle est exploité pour analyser l'influence de plusieurs paramètres, tels que l'épaisseur de l'espace d'air (air gap), l'effet de Nusselt, ainsi que les débits du canal chaud. Enfin, l'impact du nombre d'étages sur la quantité de perméat produite est également étudié.

La conclusion générale rappelle les résultats significatifs de cette thèse et dégage les perspectives associées à ce travail pour la suite de ce projet de laboratoire.

Chapitre 1 : Contexte général

1 Introduction

Il est essentiel de coordonner les programmes d'action pour le climat, l'énergie et l'eau. Les responsables des politiques énergétiques et climatiques doivent comprendre les besoins d'adaptation au changement climatique des acteurs du secteur de la gestion de l'eau et reconnaître le rôle d'une bonne gestion de l'eau dans l'atténuation des effets du changement climatique. De même, les responsables des politiques de l'eau doivent dialoguer avec les parties prenantes du domaine climatique pour comprendre les processus liés au changement climatique et intégrer les risques climatiques dans les politiques nationales.

La coopération entre les secteurs de l'eau et du climat peut offrir des avantages supplémentaires en réduisant les risques environnementaux, en maîtrisant les coûts et en créant des opportunités économiques. Plus de 80 % des pays ont identifié la gestion de l'eau douce comme une priorité d'adaptation au changement climatique dans le cadre de l'Accord de Paris en 2015. Cependant, les possibilités d'atténuation du changement climatique par la gestion de l'eau méritent une attention accrue de la part des décideurs politiques climatiques et nécessitent une collaboration plus étroite avec les parties prenantes du secteur de l'eau [1].

Ce chapitre étudie les enjeux climatiques et énergétiques ainsi que leur interconnexion, les problématiques liées à la gestion des ressources en eau à l'échelle nationale et internationale, ainsi que le dessalement de l'eau de mer en valorisant l'énergie fatale.

2 Problématiques climatiques et énergétiques

Cette section traite du lien entre le changement climatique et la consommation d'énergie, en analysant les données récentes et les perspectives actuelles. Elle explore les défis de la transition énergétique, les solutions pour réduire l'empreinte carbone, ainsi que les opportunités offertes par l'énergie fatale, c'est-à-dire l'énergie excédentaire générée par certains procédés industriels, qui est un énorme gisement à exploiter.

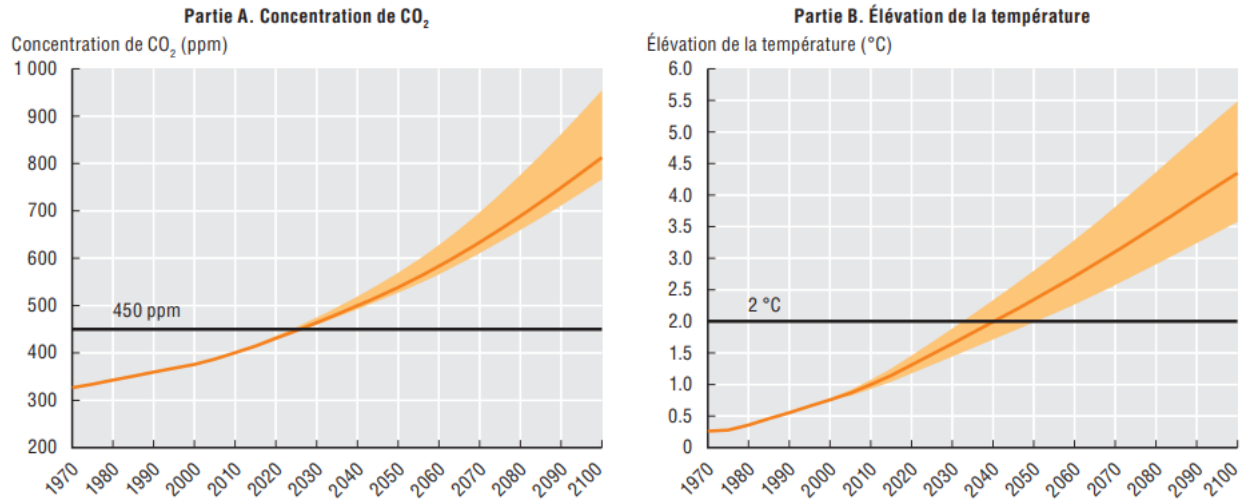
2.1 Changement climatique

Les perturbations dues au changement climatique risquent de s'aggraver et devenir irréversibles, avec une prévision d'augmentation entre 2010 et 2100 de 50 % des émissions mondiales de gaz à effet de serre (GES), principalement attribuable à une augmentation de 70 % des émissions de CO_2[2]. La concentration atmosphérique de GES pourrait atteindre plus de 800 parties par million (ppm) d'ici 2100, entraînant un dépassement des niveaux préindustriels de température sur la surface de la terre mondiale de 3,5 °C à 5,5 °C (*Figure 1*). Cela excèderait l'objectif international de limiter le réchauffement global à 2°C [2]. Les engagements pris par les pays pour réduire les émissions de GES lors de la Conférence de Cancún ne seront probablement pas suffisants pour éviter le dépassement du seuil de 2°C, à moins d'une réduction très rapide et coûteuse des émissions après 2020. Un dépassement de 2°C entraînerait des changements dans les régimes de précipitations, une fonte accrue des glaciers et du permafrost, une élévation du niveau de la mer et une intensification des événements météorologiques extrêmes, mettant en péril la capacité des populations et des écosystèmes à s'adapter [2].

La Figure 2 illustre les projections des émissions mondiales de CO_2 en Gt-eqCO_2 jusqu'en 2050,

réparties entre plusieurs groupes de pays [3]. Les OCDE AI regroupent les pays membres de l'OCDE qui figurent également dans l'Annexe I du Protocole de Kyoto, représentant principalement les économies avancées. Les BRIICS incluent les grandes économies émergentes : le Brésil, la Russie, l'Inde, l'Indonésie, la Chine et l'Afrique du Sud. Enfin, le RdM (Reste du Monde) désigne l'ensemble des pays qui ne sont pas inclus dans ces deux catégories. Le graphique met en évidence une augmentation globale des émissions, particulièrement marquée dans les pays émergents et le reste du monde, tandis que les émissions des pays de l'OCDE AI augmentent plus lentement.

Scénario de référence : évolution prévue des émissions de CO_2 et de la température si aucune nouvelle politique climatique n'est mise en place, suivant les tendances actuelles.

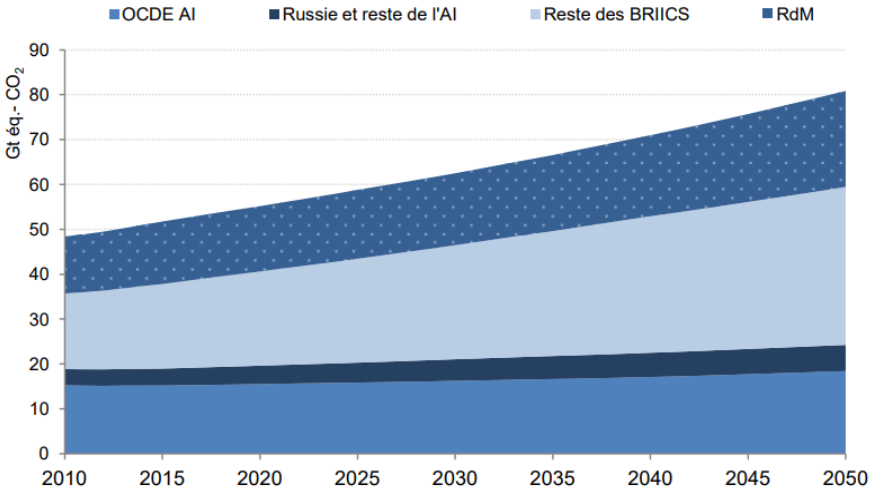


1. La marge d'incertitude est fondée sur les calculs du modèle MAGICC-5.3 tels qu'en font état van Vuuren *et al.* (2008).

Source : Scénario de référence des *Perspectives de l'environnement de l'OCDE*, résultats du modèle IMAGE.

StatLink http://dx.doi.org/10.1787/888932593952

Figure 1 : Concentrations de CO_2 et élévation de la température à long terme : scénario de référence, 1970-2100



Note : "OCDE AI" correspond au groupe des pays de l'OCDE qui font aussi partie de l'Annexe I du protocole de Kyoto
RdM = reste du monde
Gt éq.-CO_2 = gigatonnes d'équivalent CO_2
Source : Scénario de référence des Perspectives de l'environnement de l'OCDE ; résultats du modèle ENV-Linkages.

Figure 2 : Émissions de GES par région : scénario de référence [3], 2010-2050

La Figure 2 illustre une augmentation continue des émissions mondiales de gaz à effet de serre jusqu'en 2050, provenant de divers groupes de pays tels que l'OCDE, les BRIICS et d'autres régions du monde. Le sixième rapport d'évaluation du GIEC [4] met en évidence une augmentation des risques liés au changement climatique, tels que les vagues de chaleur, les précipitations extrêmes, les sécheresses et la fonte de la cryosphère, ainsi que des changements de comportement dans de nombreuses espèces. Par rapport au cinquième rapport d'évaluation de 2014 [5], ces risques augmentent même pour un niveau de réchauffement actuel. Cette évolution implique que la gestion des risques, qu'ils soient climatiques ou non, deviendra plus complexe et difficile, avec une aggravation et une multiplication attendue de ces phénomènes.

Le GIEC se base sur des scénarios socio-économiques partagés, les SSP (Shared Socioeconomic Pathways), utilisés dans les modèles climatiques pour explorer les trajectoires possibles du changement climatique et leurs impacts. Chaque SSP décrit une combinaison de tendances sociales, économiques et environnementales qui influencent les émissions de gaz à effet de serre et le réchauffement climatique. Les SSP sont suivis d'un chiffre qui désigne le type de scénario et du forçage radiatif correspondant. Le forçage radiatif est la différence entre les flux de chaleur globaux reçus et émis par la Terre en $W.m^{-2}$. Voici un résumé des principaux SSP présents sur Figure 3:

- SSP1-2.6 et SSP1-1.9 : Scénarios de faibles émissions où des efforts ambitieux de réduction des émissions sont mis en œuvre, avec un pic des émissions dès 2020. Les SSP1 sont ceux qui permettent d'atteindre l'objectif de rester sous 2 °C de réchauffement d'ici 2050.
- SSP2-4.5 : Scénario intermédiaire où les émissions atteignent un pic autour de 2030 et diminuent progressivement après 2050.
- SSP3-7.0 : Scénario de fortes émissions avec des conflits entre les nations et peu de coopération internationale pour réduire les émissions.
- SSP5-8.5 : Scénario de très fortes émissions, basé sur une dépendance élevée aux combustibles fossiles et une croissance économique rapide, avec un pic des émissions après 2050.

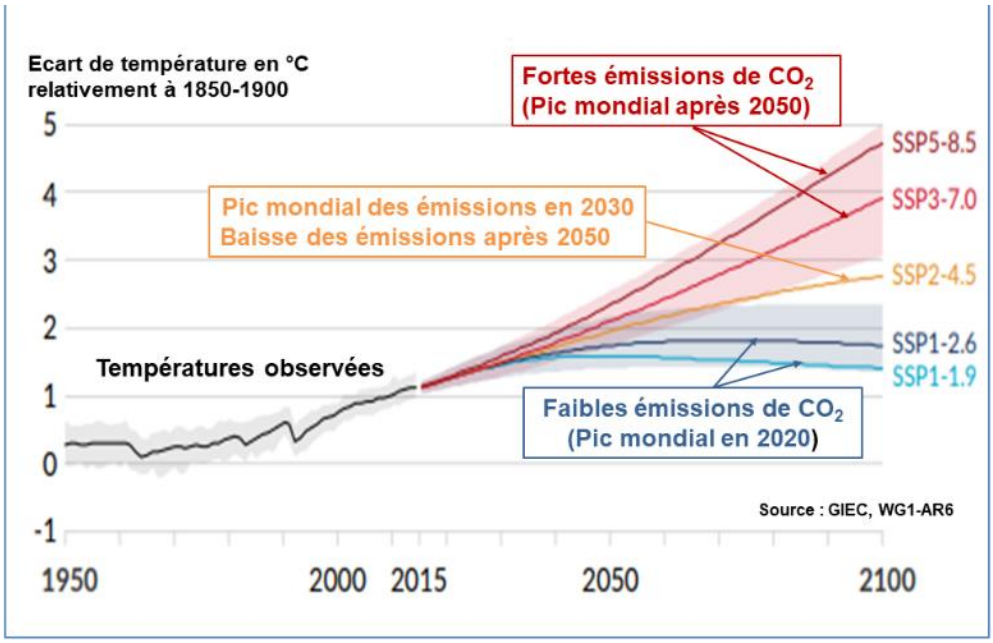


Figure 3 : Les 5 scénarios analysés par le GIEC

Le GIEC a souligné les points suivants pour le SSP5-8.5 (Figure 3), le plus défavorable dans le dernier rapport :

1. Etat actuel :
    - Les concentrations atmosphériques de dioxyde de carbone (CO_2) sont les plus élevées depuis au moins 2 millions d'années, à environ 410 parties par million (ppm), en 2019.
    - Depuis l'ère préindustrielle, la température mondiale moyenne a augmenté d'environ 1,1 °C [4].
    - Les émissions mondiales de CO_2 ont atteint un record en 2019, s'élevant à environ 55 milliards de tonnes [4].
2. Projections futures :
    - Si les émissions de gaz à effet de serre (GES) continuent au rythme actuel, la température moyenne mondiale pourrait augmenter de 3 à 5 °C d'ici 2100 [4].
    - Le niveau moyen de la mer devrait augmenter de 0,29 à 0,59 mètre d'ici 2100 (par rapport au niveau moyen de la mer observé au cours de la période de référence préindustrielle), menaçant des millions de personnes vivant dans les zones côtières [4].
3. Impacts sur les écosystèmes :
    - On estime que jusqu'à 30 % des espèces animales et végétales pourraient être menacées d'extinction si le réchauffement dépasse 1,5 °C. [4]
    - La fonte des glaciers et des calottes glaciaires entraîne une élévation du niveau de la mer d'environ 0,8 millimètre par an. [4]
4. Impacts sur les sociétés humaines :
    - Plus de 1,3 milliard de personnes vit dans des zones présentant un risque accru d'inondations côtières en raison du changement climatique.
    - Les événements climatiques extrêmes ont coûté plus de 3,64 billions de dollars en pertes économiques entre 2000 et 2019. [4]
5. Options d'atténuation et d'adaptation :
    - Pour limiter le réchauffement climatique à 1,5 °C, les émissions de CO_2 doivent être réduites d'environ 45 % d'ici 2030 par rapport aux niveaux de 2010.
    - Investir dans des mesures d'adaptation au changement climatique pourrait générer des rendements économiques significatifs, allant jusqu'à 2,8 fois le coût initial. [4]

En conclusion, les chiffres clés du rapport du GIEC soulignent l'urgence d'actions concertées pour atténuer les émissions de GES et mettre en œuvre des stratégies d'adaptation afin de minimiser les impacts dévastateurs du changement climatique [4].

Outre l'augmentation de température, les inondations et les sécheresses sont parmi les événements naturels les plus dévastateurs. Entre 2000 et 2019, les inondations ont entraîné la perte de plus de 100 000 vies, affecté 1,65 milliard de personnes et occasionné des dommages économiques estimés à 650 milliards de dollars US [4]. Pendant cette même période, les sécheresses ont touché 1,43 milliard de personnes et ont causé des pertes économiques dépassant les 130 milliards de dollars US. Ensemble, ces deux phénomènes représentent plus de 75 % de toutes les catastrophes naturelles auxquelles les humains sont confrontés, selon CRED (Centre for Research on the Epidemiology of Disasters) /UNDRR (Bureau des Nations Unies pour la réduction des risques de catastrophe) (2020) [4].

Entre 1985 et 2015, les inondations ont augmenté en fréquence à l'échelle mondiale, ainsi qu'à différents niveaux de latitude. Par exemple, depuis 2000, les inondations dans les zones tropicales ont quadruplé, tandis que dans les latitudes moyennes de l'hémisphère Nord, elles ont augmenté de 2,5 fois (Najibi et Devineni, 2018) [6]. Les tendances concernant les sécheresses sont plus complexes à déterminer, mais il est probable qu'elles connaissent une intensification ou une augmentation de fréquence, de même que les épisodes de "chaleurs extrêmes" dans la plupart des régions du monde,

en raison du changement climatique (Clarke et al., 2022) [7].

Par exemple, des études récentes menées au Chili ont permis une première évaluation quantitative des répercussions du changement climatique sur les ressources en eau, montrant une diminution prévue de l'écoulement fluvial dans divers bassins hydrographiques, avec une réduction moyenne de 35 % entre 2041 et 2070 [8]. Ces changements auront des conséquences significatives sur la disponibilité des ressources en eau pour les différents secteurs productifs du pays [7].

Le changement climatique, lié à l'augmentation des températures globales, est en grande partie dû à des émissions de CO_2 provenant d'une utilisation massive d'énergies principalement carbonées, telles que le pétrole, le charbon et le gaz naturel.

2.2 Consommation d'énergie

La consommation d'énergie représente également un problème majeur. Selon l'Agence internationale de l'énergie (AIE), environ 940 millions de personnes dans le monde n'ont toujours pas accès à l'électricité. Par ailleurs, la consommation mondiale d'énergie ne cesse d'augmenter, en grande partie alimentée par les combustibles fossiles, ce qui contribue fortement au réchauffement climatique et à la hausse des émissions de gaz à effet de serre [9].

La Figure 4 met en évidence la forte dépendance mondiale aux énergies fossiles (charbon, pétrole et gaz), qui dominent largement la consommation d'énergie depuis 1965. Bien que les énergies renouvelables comme le solaire, l'éolien et la biomasse aient connu une croissance notable ces dernières années, leur part reste encore marginale. L'énergie nucléaire et l'hydroélectricité contribuent également, mais de façon faible. On observe une légère baisse de la consommation totale en 2020, due à la pandémie, suivie d'un rebond en 2021. Globalement, la transition vers des sources d'énergie plus durables progresse lentement face à une consommation toujours largement fossile.

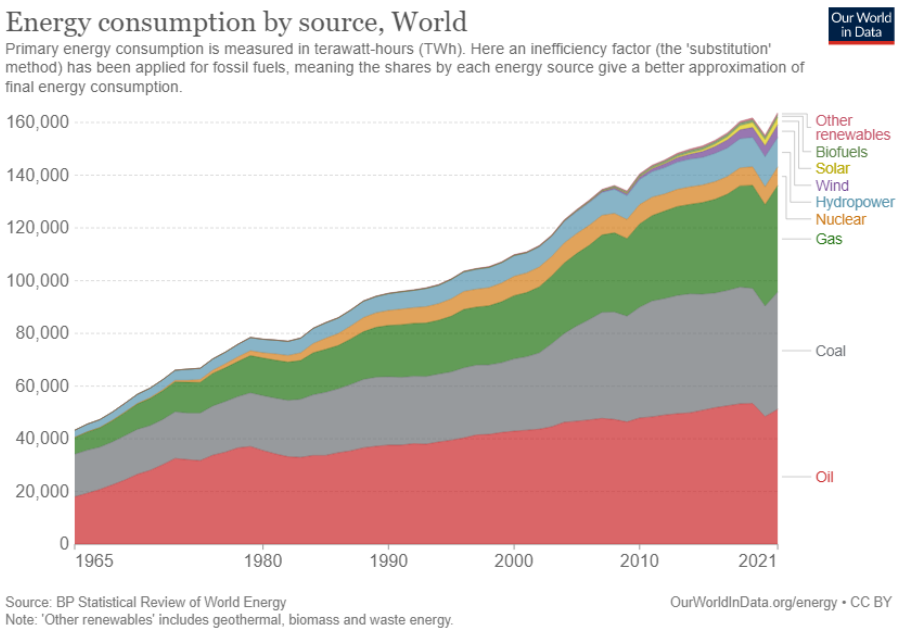


Figure 4 : Consommation d'énergie par source (AIE)

En 2022, la consommation d'énergie à l'échelle mondiale a atteint environ 172 224 TWh (soit 620 exajoules), enregistrant une augmentation de 1,1 % par rapport à l'année précédente et près de 3 %

de plus que les niveaux pré-pandémiques de 2019 [9]. Cette augmentation de la demande a principalement été alimentée par les économies émergentes, avec la Chine en tête, suivant ainsi la tendance de l'année précédente. Les émissions mondiales de CO_2 résultant de l'utilisation d'énergie ont également continué à augmenter, représentant 87% des émissions mondiales totales de CO_2 et atteignant 39,3 milliards de tonnes en 2022, soit une augmentation de 0,8% par rapport à l'année précédente [10].

L'énergie primaire désigne l'énergie disponible dans la nature avant toute transformation comme le pétrole brut, gaz naturel, charbon. La Figure 5 montre que la consommation d'énergie primaire varie chaque année selon les sources et les régions. Après une forte baisse en 2020 (liée à la pandémie), la consommation a rebondi en 2021, surtout à cause du pétrole, du charbon, du gaz et des énergies renouvelables. Ce rebond a été tiré principalement par les pays non membres de l'OCDE, dont la demande énergétique continue de croître. La consommation d'énergie dans le monde est dominée par quelques grands acteurs, dont les États-Unis, la Chine et d'autres pays industrialisés [10].

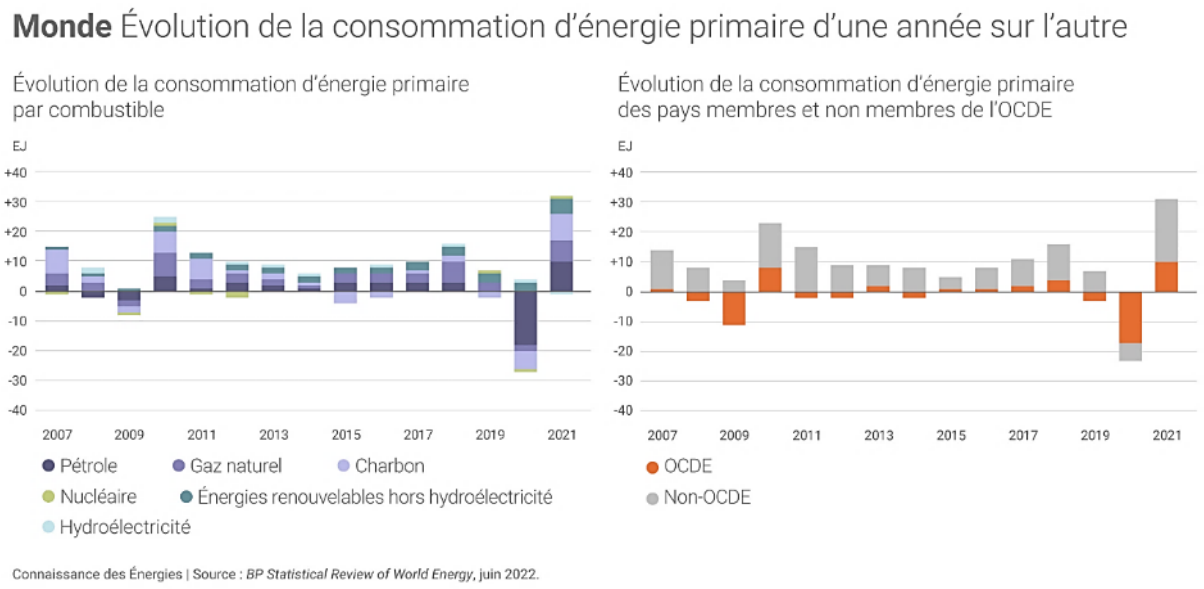


Figure 5 : Evolution de la consommation énergie primaire

D'après le premier graphique de la Figure 6, En 2021, les produits pétroliers restent la principale source d'énergie dans la consommation finale mondiale, représentant 39 %, malgré une baisse de 3 points depuis 1990. Le charbon et la biomasse ont également vu leur part diminuer de 3 et 2 points respectivement, atteignant chacun 12 %. En revanche, la part du gaz naturel a légèrement augmenté pour atteindre 17 %, et celle de l'électricité a fortement progressé, passant de 13 % en 1990 à 21 % en 2021. Il est important de noter que 59 % de cette électricité est produite à partir de charbon et de gaz naturel.

Sur la période 1990-2021 d'après le graphique de la figure 6, la consommation finale d'énergie mondiale a augmenté de 52 %, passant de 73000 à 117000 TWh. L'évolution du mix énergétique est largement influencée par les dynamiques géographiques, notamment la montée en puissance de l'Asie, qui représente 49 % de la consommation mondiale en 2021 contre 30 % en 1990, ainsi que par les différences régionales dans le choix des sources d'énergie. En 2021, les énergies fossiles représentent environ deux tiers de la consommation finale sur tous les continents, sauf en Afrique où la biomasse reste dominante (52 %). Le pétrole demeure la première source fossile à l'échelle mondiale. L'Asie utilise davantage le charbon (16 %), tandis que l'Amérique et l'Europe s'appuient

plus sur le gaz naturel (21 % et 26 % respectivement). La part de l'électricité dans la consommation finale est similaire sur tous les continents (environ 20 %), sauf en Afrique où elle reste plus faible (10 %) [9].

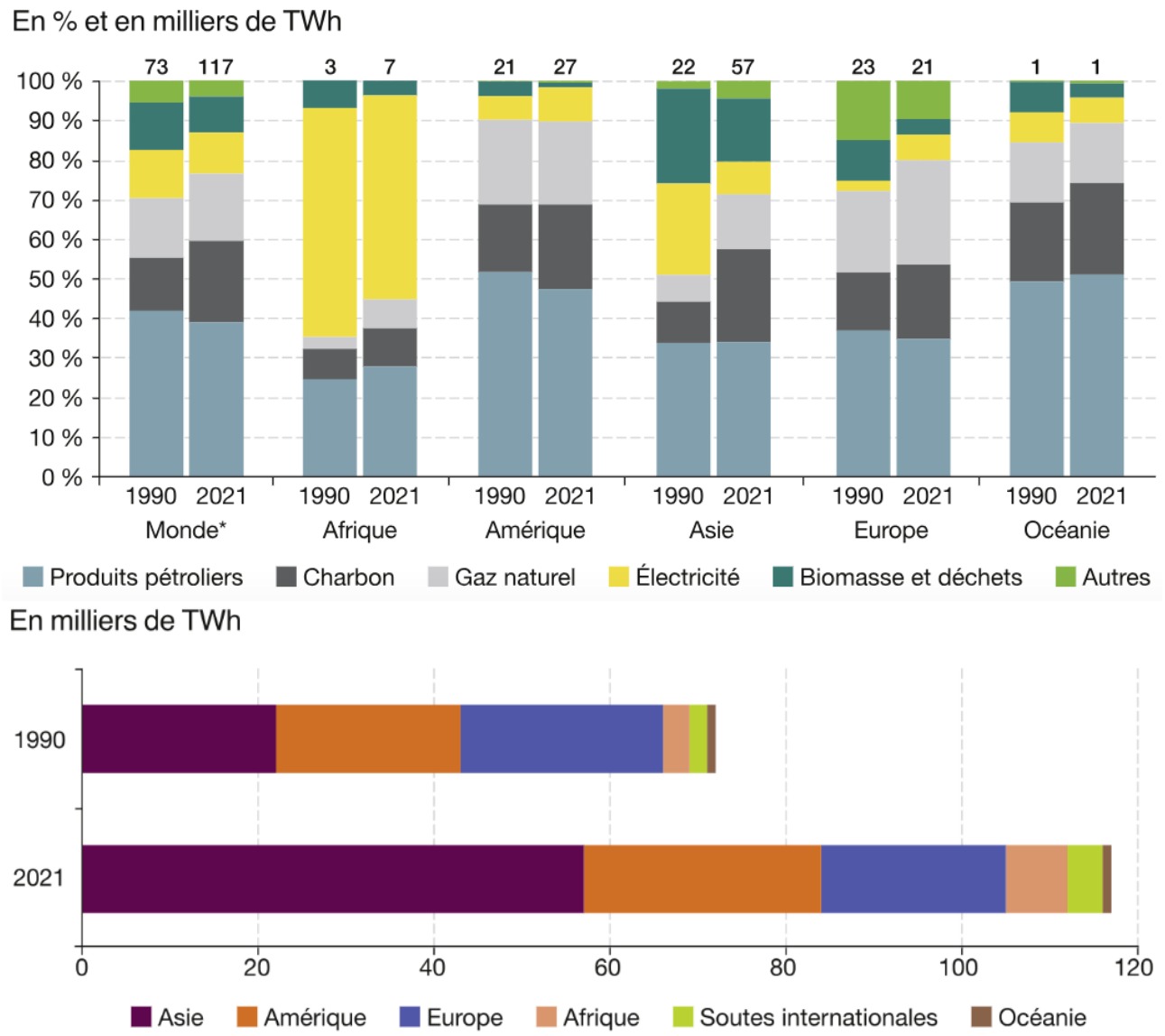


Figure 6 : Consommation finale d'énergie par continent

Source : *calculs SDES, d'après les données de l'AIE*

On peut conclure que la consommation croissante d'énergie, principalement basée sur les combustibles fossiles, a entraîné une augmentation des émissions de GES, contribuant ainsi au réchauffement de la planète et au changement climatique. Le dernier rapport GIEC met en évidence que les émissions de CO_2 liées à l'énergie ont atteint des niveaux records, mettant en péril les objectifs de l'Accord de Paris visant à limiter le réchauffement global à moins de 2 degrés Celsius par rapport aux niveaux préindustriels. Il souligne également que les secteurs de l'électricité, des transports et de l'industrie sont les principaux responsables des émissions de GES. Pour faire face à ce défi, l'AIE recommande une transition énergétique vers des sources d'énergie plus propres et renouvelables. Cela implique de réduire la dépendance aux combustibles fossiles en favorisant l'utilisation de sources d'énergie renouvelables telles que le solaire, l'éolien et l'hydroélectricité. Il est également crucial de promouvoir l'efficacité énergétique, en optimisant l'utilisation de l'énergie et en réduisant les pertes.

2.3 Perspectives et solutions

2.3.1 Actions institutionnelles pour le climat

Dans un monde où les préoccupations environnementales occupent une place prépondérante, la question des ressources énergétiques et de leurs implications sur le changement climatique est devenue un enjeu majeur. Cette problématique complexe, allant de la disponibilité des énergies renouvelables à la réduction des émissions de CO_2, a suscité une série d'initiatives internationales visant à trouver des solutions durables.

Dans cette partie, nous explorerons les défis liés aux ressources énergétiques, l'émission de CO_2, ainsi que l'historique des directives internationales, telles que la COP21 à la COP28 et le Green Deal, visant à résoudre ces problèmes. Nous aborderons également les notions d'énergies renouvelables, d'efficacité énergétique et de récupération d'énergie fatale.

Face à ces défis, la communauté internationale a entrepris des actions concertées pour atténuer les effets du changement climatique et promouvoir une transition vers des modes de production et de consommation d'énergie plus durables. La Conférence des Parties (COP) à la Convention-cadre des Nations unies sur les changements climatiques (CCNUCC) a joué un rôle central dans ce processus. La COP21, tenue à Paris en 2015, a abouti à l'Accord de Paris, un engagement mondial visant à limiter le réchauffement climatique en dessous de 2 degrés Celsius par rapport aux niveaux préindustriels [11].

Depuis lors, les discussions lors des COP suivantes, jusqu'à la COP28, ont continué à mettre l'accent sur l'urgence d'agir face au changement climatique. Parallèlement, le Green Deal européen [12] [13], lancé en 2019, vise à rendre l'Union européenne neutre pour le climat d'ici 2050, en investissant dans des technologies propres, en stimulant l'innovation et en soutenant la transition vers une économie circulaire [14].

Des mesures sont mises en place pour décarboner tous les secteurs au niveau national et international, La stratégie nationale bas-carbone (SNBC) constitue la feuille de route de la France pour réduire ses émissions de gaz à effet de serre (GES) en mobilisant tous les secteurs d'activité ainsi que les citoyens, collectivités et entreprises. Ses objectifs principaux sont d'atteindre la neutralité carbone d'ici 2050 et de diminuer l'empreinte carbone des Français. Pour cela, elle propose une transition vers une économie bas-carbone dans tous les secteurs et établit des « budgets carbone », soit des plafonds d'émissions à ne pas dépasser, répartis en périodes de 5 ans jusqu'en 2033 [15]. En novembre 2019, le Parlement a proclamé l'urgence climatique et demandé à la Commission de s'assurer que toutes ses propositions contribuent à limiter le réchauffement climatique à 1,5°C et à réduire fortement les émissions de carbone, la Commission a lancé le Pacte vert pour l'Europe (Green Deal), une stratégie visant à atteindre la neutralité climatique en Europe d'ici 2050 [12].

La Figure 7 nous montre l'intensité en CO_2 des différentes sources d'énergie. Les énergies renouvelables, telles que l'éolien et le solaire photovoltaïque, présentent des émissions de CO_2 très faibles, principalement liées à leur construction et à leur entretien. En revanche, les combustibles fossiles, comme le charbon et le gaz naturel, émettent des quantités significatives de CO_2 lors de leur combustion pour la production d'électricité. Par exemple, la combustion de charbon est responsable d'environ 39 % des émissions mondiales de CO_2 liées à l'énergie, tandis que le pétrole et le gaz naturel contribuent respectivement à 30 % et 19 % de ces émissions [16].

Ainsi, pour minimiser l'empreinte carbone, il est préférable de privilégier la consommation d'électricité issue de sources nucléaires ou renouvelables plutôt que celles provenant du gaz naturel ou du charbon.

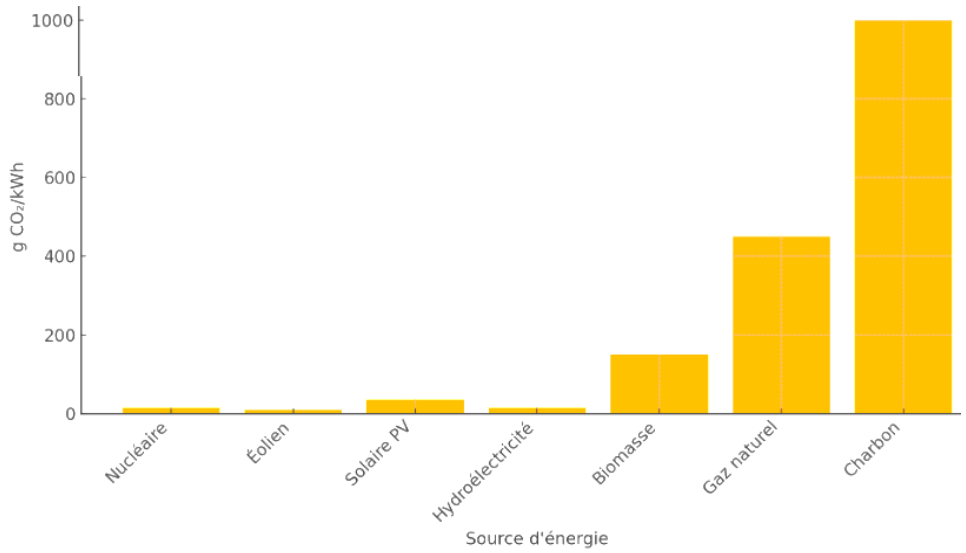


Figure 7 : Intensité en CO_2 des différentes sources d'énergie [16]

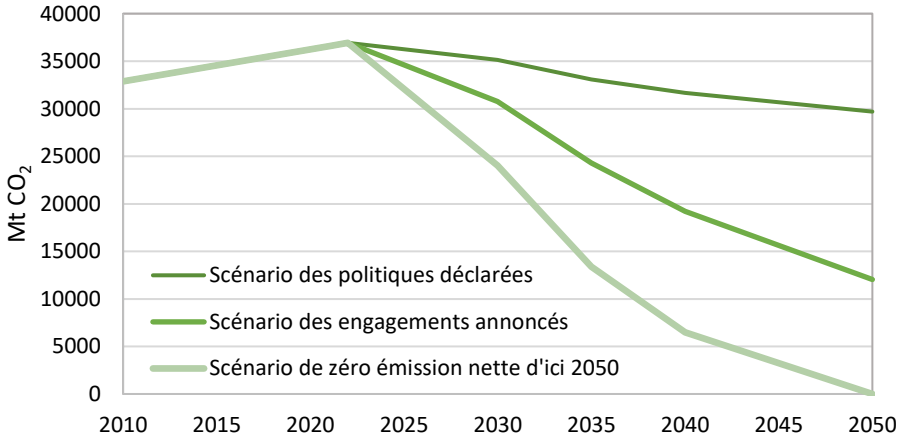


Figure 8 : Emissions de CO2 dans le monde (Mt CO_2) [17]

La Figure 8 montre l'évolution des émissions mondiales de CO_2 (en Mt CO_2) selon trois scénarios. Dans le STEPS (Scénario des politiques déclarées), les émissions augmentent légèrement avant une baisse progressive après 2030, tandis que dans le APS (Scénario des engagements annoncés), elles diminuent plus rapidement grâce aux efforts des gouvernements pour tenir leurs promesses. Le NZE (Scénario de zéro émission nette d'ici 2050) projette une réduction drastique, atteignant presque zéro d'ici 2050, nécessitant des transformations majeures dans les systèmes énergétiques pour limiter le réchauffement climatique à 1,5 °C [17]. Ce dernier scénario correspond au scénario socio-économique SSP1-1.9.

Les projections dans le Scénario des politiques déclarées (STEPS) donnent une idée de la trajectoire actuelle de l'économie énergétique, basée sur l'état actuel des choses dans différents secteurs, pays et régions. Le Scénario des engagements annoncés (APS) montre comment cet avenir serait différent si tous les pays atteignent leurs objectifs ambitieux, y compris les engagements nationaux et régionaux de zéro émission nette, dans les délais et en totalité. Le Scénario de zéro émission nette d'ici 2050 (NZE) mis à jour illustre ce qu'il reste à faire pour limiter le réchauffement climatique à 1,5 degré

Celsius (°C).

Dans le scénario des politiques déclarées, le taux de croissance annuel moyen de la demande énergétique totale est de 0,7 % jusqu'en 2030, soit environ la moitié du taux de croissance de la demande énergétique de la dernière décennie. La demande continue d'augmenter jusqu'en 2050. Dans le Scénario des engagements annoncés, la demande énergétique totale se stabilise, grâce à une meilleure efficacité et aux avantages intrinsèques des technologies alimentées par l'électricité – telles que les véhicules électriques et les pompes à chaleur – par rapport aux alternatives à base de combustibles fossiles. Dans le Scénario de zéro émission nette d'ici 2050, l'électrification et les gains d'efficacité progressent encore plus rapidement, entraînant une diminution de 1,2 % par an de l'énergie primaire jusqu'en 2030 [17].

2.3.2 Perspectives énergétiques

Le World Energy Outlook 2023 présente une analyse approfondie du paysage énergétique mondial, en projetant des changements significatifs alors que les économies tentent de concilier sécurité énergétique, accessibilité financière et durabilité. Voici les principaux constats et chiffres.

Accélération de la transition énergétique : La transition vers une économie d'énergie propre gagne en vitesse. Les investissements dans l'énergie propre ont augmenté de 40 % depuis 2020, dépassant désormais les investissements dans les combustibles fossiles [17]. En 2023, pour chaque dollar dépensé dans les énergies fossiles, 1,8 $ est investi dans l'énergie propre, contre une parité 1:1 il y a cinq ans [17]. Cela reflète des dépenses accrues dans le solaire photovoltaïque (PV), les véhicules électriques et les technologies d'efficacité énergétique, notamment dans les économies avancées et en Chine.

Demande d'énergie propre dans l'industrie : Le soutien législatif, notamment aux États-Unis, accélère les transitions vers l'énergie propre, en particulier dans les secteurs de la production d'électricité et des transports. Le Bipartisan Infrastructure Act et l'Inflation Reduction Act allouent près de 560 milliards de dollars à des projets d'énergie propre, ce qui pourrait réduire les émissions de CO_2 de jusqu'à 40 % d'ici 2030 par rapport aux niveaux de 2005 [17].

Scénarios de réduction des consommations : Le rapport présente les résultats de simulation de l'évolution des consommations selon les trois scénarios STEPS, APS, NZE. Les projections montrent que les politiques actuelles et même les engagements annoncés restent insuffisants pour atteindre les objectifs énergétiques, nécessitant des efforts bien plus ambitieux. La Figure 9 issu du World Energy Outlook de l'AIE, illustre l'évolution de la consommation finale mondiale d'énergie (en EJ) selon trois scénarios jusqu'en 2050 :

- Scénario des politiques déclarées (STEPS) : la consommation énergétique augmente progressivement, reflétant l'impact des politiques déjà adoptées.
- Scénario des engagements annoncés (APS) : la consommation se stabilise à moyen terme avant de diminuer légèrement, traduisant les promesses climatiques actuelles des gouvernements.
- Scénario de zéro émission nette d'ici 2050 (NZE) : une réduction drastique et rapide de la consommation est nécessaire pour atteindre la neutralité carbone, impliquant des changements majeurs dans les systèmes énergétiques et les comportements.

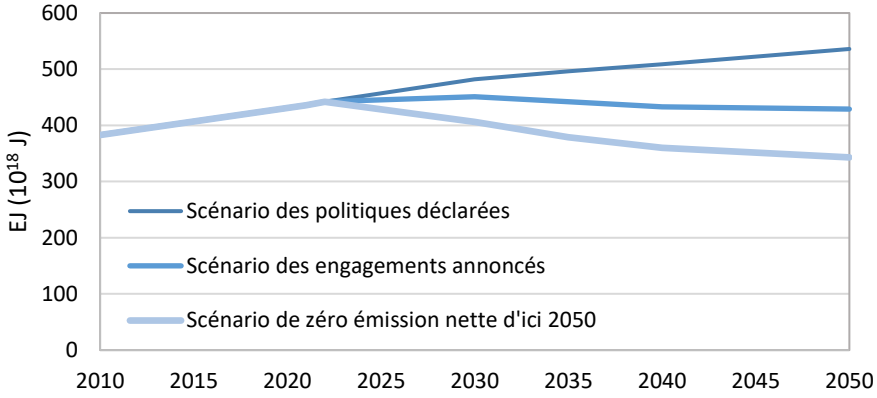


Figure 9 : La consommation mondiale d'énergie (EJ) [17]

Les investissements annuels dans les systèmes énergétiques ont atteint environ 2,8 trillions de dollars en 2023, principalement concentrés dans les énergies renouvelables et les infrastructures d'électrification et de stockage [17]. Le rapport World Energy Outlook 2023 montre ce changement, indiquant que l'énergie propre représente désormais la majorité des nouveaux investissements. Les États-Unis et la Chine, grâce aux politiques de soutien, enregistrent des réductions notables dans les émissions et les demandes énergétiques. Cependant, les tensions géopolitiques, notamment autour des minéraux critiques et des dépendances aux combustibles fossiles, posent des défis pour maintenir un approvisionnement énergétique stable et abordable tout en accélérant la transition énergétique propre [17].

2.3.3 Solutions mises en œuvre

Etant donné l'interaction des enjeux climatiques et énergétiques, la transition énergétique s'articule autour de trois axes principaux, résumés par les objectifs « 20-20-20 » de l'Union européenne pour 2020 [18] et aujourd'hui par le pacte vert européen de neutralité carbone à horizon 2050 [19]. Ces axes sont :

1. Énergies renouvelables : Augmenter leur part dans le mix énergétique (solaire, éolien, biomasse) pour réduire la dépendance aux énergies fossiles et limiter les émissions de CO_2.
2. Réduction des émissions de CO_2 : Développer des technologies bas-carbone (véhicules électriques, bâtiments écologiques, procédés industriels décarbonés) pour limiter l'impact climatique.
3. Sobriété et efficacité énergétique :
    - Sobriété : Réduire la consommation d'énergie par habitant grâce à des comportements responsables.
    - Efficacité : Améliorer les performances des machines, recycler les ressources, et valoriser l'énergie perdue (énergie fatale).

Les applications pour les différents secteurs sont les suivantes :

- Industrie : Optimisation des procédés et récupération d'énergie.
- Bâtiments : Isolation, énergies propres, technologies économes.
- Transports : Mobilités douces, véhicules électriques.
- Agriculture : Biogaz, pratiques agroécologiques.

Les performances des machines ont été améliorées significativement au cours des dernières années pour réduire les consommations et les émissions de CO_2 associées. Outre l'utilisation des énergies renouvelables, le recyclage et autres mesures de sobriété, un des leviers encore insuffisamment exploités est la récupération de l'énergie fatale.

2.4 Energie Fatale

La chaleur fatale, ou chaleur de récupération, est la chaleur produite par un procédé dont le but principal n'est pas la génération de chaleur, et qui reste souvent non récupérée. Cependant, elle peut être valorisée si elle est récupérée. Les sources de chaleur fatale sont variées et incluent les fumées de fours, les équipements en refroidissement, etc. Les principaux secteurs concernés sont les suivants (Figure 10).

- Industrie (ex. : agroalimentaire, chimie/plastiques, papier/carton, métallurgie, matériaux non métalliques comme le ciment ou le verre, autres industries, et raffinage).
- Usines d'Incinération des Ordures Ménagères (UIOM),
- Data Centers,
- Stations d'épuration des eaux usées (STEP).

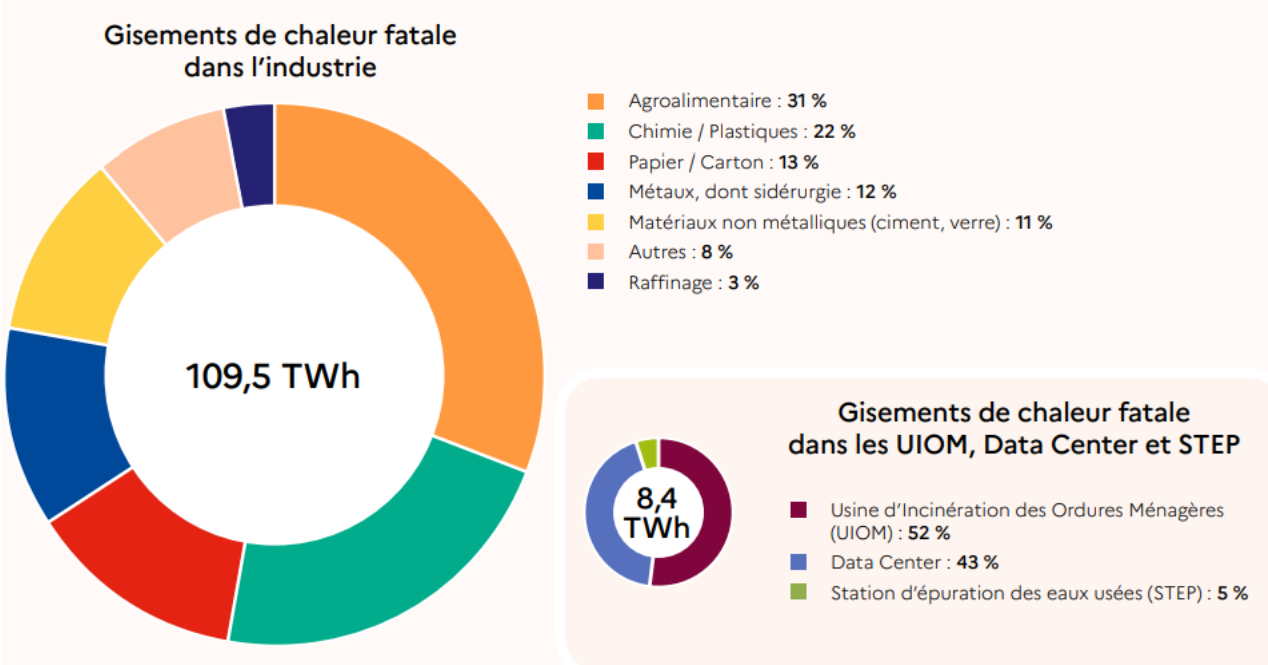


Figure 10: Répartition d'énergie fatale par type d'industrie [20]

L'étude de l'ADEME (2017) met en évidence un important gisement de chaleur fatale, principalement issu du secteur industriel, estimé à 109,5 TWh/an (*Tableau 1*). Ce potentiel se répartit équitablement entre une chaleur à haute température (> 100 °C) et une chaleur à basse température (< 100 °C). Ces deux formes sont valorisables, notamment pour la production d'eau chaude ou par l'intermédiaire de pompes à chaleur [20]. Dans le cadre de notre étude, nous nous concentrons particulièrement sur la valorisation de la chaleur à basse température, c'est-à-dire inférieure à 100 °C.[20]

Tableau 1 : Intervalles de températures des deux principaux gisements de chaleur fatale par secteur [20]

Secteurs d'activités	***Répartition du gisement industrie de 109,5 TWh/an***	*Fourchette de températures **principales** des effluents*	*Fourchette de températures **secondaires** des effluents*
Agro-alimentaire	31 %	< 40 °C	100 – 250 °C
Chimie plastique	22 %	< 40 °C	100 – 250 °C
Papier carton	13 %	< 80 °C	100 – 250 °C
Métaux dont sidérurgie	12 %	200 – 250 °C	> 500 °C
Matériaux non métallique (ciment, verre)	11 %	100 - 250 °C	400 – 500 °C
Raffinage	3 %	200 – 250 °C	150 – 200 °C
Autres	8 %	*NA*	*NA*

La récupération de l'énergie fatale issue des procédés industriels comme la chaleur perdue dans les installations de production ou les usines représente un levier important pour améliorer l'efficacité énergétique globale. Cette énergie provient notamment des gaz de combustion (issus de fours à verre, cimenteries, incinérateurs, chaudières, etc.), des gaz résiduels de procédés (fours à arc électrique ou à réverbère), des eaux de refroidissement (de fours, compresseurs d'air, moteurs à combustion), ainsi que des pertes thermiques par conduction, convection et rayonnement. Grâce à des technologies telles que la cogénération ou les systèmes de récupération de chaleur résiduelle, il est possible de valoriser cette énergie sous forme de chaleur utile, réduisant ainsi la consommation d'énergies conventionnelles [21].

La récupération d'énergie fatale s'applique aussi aux bâtiments, notamment via la chaleur perdue des systèmes de climatisation. Grâce à des technologies comme les échangeurs de chaleur, cette énergie peut être utilisée pour le chauffage ou d'autres besoins, réduisant ainsi la consommation énergétique et améliorant l'efficacité globale, dans notre cas, on peut récupérer cette chaleur pour faire du dessalement [22].

Dans le monde actuel, il est clair qu'il existe un lien entre l'amélioration des conditions de vie, le changement climatique et la multiplication des climatiseurs. Ce lien complexe se manifeste ainsi : à mesure que les gens voient leur niveau de vie s'améliorer, ils aspirent à plus de confort, notamment en termes de température intérieure. Parallèlement, les températures sur Terre augmentent, ce qui accroît la nécessité de se protéger contre la chaleur.

L'utilisation des climatiseurs connaît une croissance rapide à l'échelle mondiale (Figure 13). D'après l'Agence Internationale de l'Énergie (AIE), le nombre d'unités en service pourrait passer de 1,6 milliard aujourd'hui à 5,6 milliards d'ici 2050. Cette progression s'explique par plusieurs facteurs : l'urbanisation croissante, l'augmentation des revenus, les avancées technologiques ainsi que la fréquence accrue des vagues de chaleur liées au changement climatique [9].

Cependant, malgré leur rôle important dans le maintien du confort thermique, les climatiseurs rejettent de la chaleur à l'extérieur par le condenseur. Cette chaleur évacuée, qualifiée d'énergie fatale, contribue indirectement au réchauffement climatique [25]. Le secteur du bâtiment représente une part significative de la consommation énergétique mondiale. En 2010, la consommation énergétique finale dans les bâtiments a été évaluée à 24,3 PWh (1 PWh = 10^{15} Wh) pour le secteur

résidentiel et 8,42 PWh pour le secteur commercial [23]. La Figure 11 illustre la répartition de cette consommation par usage final, mettant en évidence les différences marquées entre les deux secteurs.

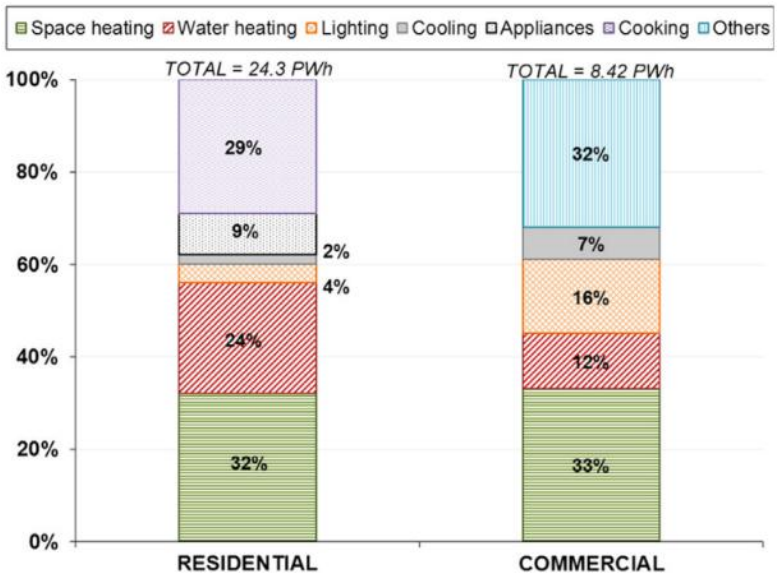


Figure 11 : Consommation énergétique finale des bâtiments dans le monde par usage final en 2010 [23]

Selon l'étude menée par Isaac M. et al. (2009) [24], le changement climatique est susceptible d'entraîner une évolution significative des besoins énergétiques dans le secteur du bâtiment. En effet, une diminution de l'ordre de 34 % de la demande en chauffage est envisagée, en raison de l'élévation progressive des températures. Parallèlement, la demande en climatisation pourrait connaître une hausse importante, estimée à 72 %, traduisant un basculement énergétique marqué vers les besoins de refroidissement. Cette tendance souligne l'importance d'adapter les stratégies énergétiques aux nouveaux enjeux climatiques.

Des études comme celle de Davis et al. (2018) ont souligné l'impact significatif de l'augmentation de l'utilisation des climatiseurs sur la demande mondiale d'énergie, ainsi que sur les émissions de gaz à effet de serre. En conséquence, les gouvernements et les organismes internationaux se penchent de plus en plus sur les politiques visant à promouvoir des technologies de climatisation plus efficaces et à réduire l'empreinte carbone de cette activité en plein essor [9]. Cette croissance rapide de l'utilisation des climatiseurs souligne l'importance d'une transition vers des systèmes de climatisation plus durables et économes en énergie pour atténuer les impacts négatifs sur le climat et l'environnement.

Statista, IHS Markit, et Grand View Research, ont mis en évidence la croissance prévisionnelle des ventes de climatiseurs [25] (Figure 12). La photo *Figure 13* montre une façade d'immeuble équipée de climatiseurs individuels. Ce choix d'installations non centralisées s'explique souvent par l'absence de comptabilisation des consommations de climatisation dans les charges communes, contrairement au chauffage central. Chaque unité rejette de la chaleur à l'extérieur via son condenseur, ce qui contribue au réchauffement de l'air ambiant et renforce l'effet d'îlot de chaleur urbain.

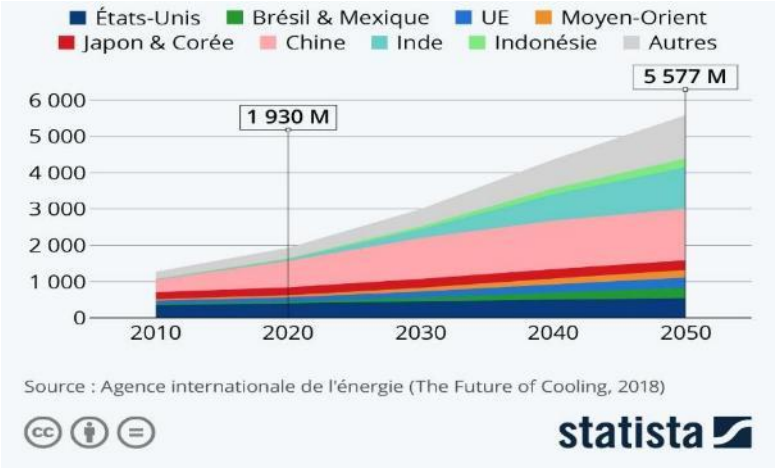


Figure 12 : Prévision de ventes de climatiseurs dans le monde



Figure 13: Exemple d'installation de climatiseurs sur un immeuble d'habitation

2.5 Conclusion sur le climat et l'énergie

Cette partie de la revue bibliographique traite des enjeux du réchauffement climatique et de la consommation d'énergie qui augmente de manière continue depuis les débuts de l'ère industrielle.

L'épuisement des ressources fossiles traditionnelles et les émissions croissantes de dioxyde de carbone (CO_2) ont des conséquences dévastatrices sur notre environnement, comme le réchauffement climatique aggravé, la destruction de la nature et pollution, la hausse des prix de l'énergie, les crises économiques, les conflits, l'accroissement des inégalités et les migrations forcées. Les combustibles fossiles, tels que le charbon, le pétrole et le gaz naturel, sont les principaux contributeurs aux émissions de CO_2, entraînant un réchauffement climatique mondial, des phénomènes météorologiques extrêmes et une perturbation des écosystèmes. De plus, la dépendance excessive à l'égard de ces sources d'énergie non renouvelables expose les économies mondiales à des risques géopolitiques et à des fluctuations des prix de l'énergie.

Des études, notamment celle du GIEC, insistent sur la nécessité de mesures urgentes pour atténuer les effets du changement climatique. Le rapport du GIEC sur les impacts d'un réchauffement de 1,5

°C d’ici 2050 souligne qu’une gestion efficace de la chaleur fatale, notamment celle issue des systèmes de climatisation, peut significativement contribuer à la réduction des émissions de CO_2. En plus de cet avantage environnemental, cette chaleur résiduelle peut être valorisée dans des procédés de dessalement de l’eau par distillation membranaire (MD). Cette technologie, peu énergivore, nécessite une source de chaleur pour chauffer l’eau, un besoin parfaitement comblé par la chaleur fatale. Ainsi, sa récupération permet non seulement de limiter les rejets thermiques, mais aussi de produire de l’eau douce à partir d’eau de mer, apportant une réponse durable à la problématique croissante de la pénurie d’eau [4].

La chaleur fatale des climatiseurs utilisée pour faire du dessalement est une opportunité pour répondre à deux problématiques : la consommation d’énergie et la pénurie d’eau. En récupérant cette chaleur, il est possible d’alimenter des systèmes de dessalement pour produire de l'eau potable. Cela permet de répondre à la demande croissante en climatisation tout en fournissant de l'eau douce là où elle est nécessaire. Dans ce contexte climatique et énergétique, le dessalement de l'eau de mer émerge comme une solution potentielle pour pallier le manque d'eau douce dans les régions souffrant de stress hydrique.

3 Etat des lieux des ressources en eau

Les ressources en eau font l'objet d'une étude à part entière tant le sujet est technique et politique. Elles sont liées au cycle de l'eau, présenté en introduction, qui est perturbé par le changement climatique. Les sections suivantes rapportent les problèmes observés à l'échelle mondiale et nationale ainsi que les directives mises en place pour tenter de réguler les approvisionnements.

3.1 Introduction

L'eau circule en continu sur Terre à travers son cycle naturel qui est constitué de l'évaporation, la précipitation, le ruissellement et l'infiltration Figure 14. Ce processus, appelé le grand cycle de l'eau, s'effectue sans intervention humaine depuis des millénaires [26]. En parallèle, l'Homme a créé un cycle artificiel, appelé le petit cycle de l'eau (Figure 15), pour fournir de l'eau potable aux populations. Dans ce cycle, l'eau est prélevée, traitée, distribuée, consommée et en partie rejetée puis assainie avant de retourner au grand cycle naturel [26]. Néanmoins, le grand et le petit cycles de l'eau ne s'effectuent pas de manière uniforme sur la planète. Un appauvrissement des ressources en eau appelé stress hydrique apparait dans certaines régions du monde à cause du réchauffement climatique et des pénuries surgissent dans certains cas.



Figure 14 : Le grand cycle de l'eau [26]



Figure 15 : Le petit cycle de l'eau [26]

Cette section aborde les problématiques liées à l'eau à l'échelle mondiale puis en examinant particulièrement l'état des lieux en France. Les défis liés à l'accès à l'eau, amplifiés par des secteurs comme l'agriculture et l'industrie, seront analysés. Les directives internationales et européennes visant à résoudre le problème du manque d'eau, ainsi que les stratégies nécessaires pour une gestion durable des ressources en période de changement climatique, seront également présentées.

3.2 Problème de l'eau à l'échelle mondiale

Garantir l'accès à une eau propre est essentiel pour le bien-être humain. La gestion de cette ressource constitue un défi majeur, de plus en plus pressant dans de nombreuses régions du monde. Dans divers secteurs d'activité, allant de l'agriculture à la production d'énergie, l'eau revêt une importance vitale. L'eau est une ressource vitale pour l'humanité et son utilisation dans ces secteurs clés révèle la nécessité de la gérer de manière durable. Le manque d'eau et d'énergie est souvent interdépendant. Selon le scénario de référence des Perspectives de l'environnement, la Figure 16 présente, par région du monde, les volumes d'eau nécessaires à 5 postes de consommation que sont l'irrigation, l'usage domestique, l'élevage, le secteur manufacturier et la production d'électricité pour trois parties du monde et au global.

- Irrigation : L'agriculture est l'un des plus grands consommateurs d'eau dans le monde. Les cultures nécessitent une irrigation adéquate pour leur croissance et leur rendement optimal. Selon la FAO (Organisation des Nations unies pour l'alimentation et l'agriculture), l'agriculture représente environ 70% de la consommation d'eau douce dans le monde [1].
- Usage domestique : L'utilisation de l'eau pour les besoins domestiques est un autre domaine crucial. Cela comprend l'eau potable pour la consommation humaine, l'hygiène personnelle, le nettoyage, la cuisine et bien plus encore.
- Élevage : L'élevage, en particulier l'élevage intensif, nécessite également une quantité importante d'eau pour l'abreuvement des animaux, le nettoyage des installations et la production d'aliments pour animaux.
- Secteur manufacturier : Les usines industrielles utilisent de grandes quantités d'eau pour divers procédés de fabrication, de refroidissement et de nettoyage.
- Production d'énergie : La production d'énergie, qu'elle soit hydroélectrique, thermique ou nucléaire, nécessite également des ressources hydriques significatives. Par exemple, les centrales thermiques et nucléaires utilisent de l'eau pour le refroidissement des installations.

L'OCDE est l'Organisation de Coopération et de Développement Economique qui est constituée des principaux pays développés. Les BRIICS sont le Brésil, la Russie, l'Inde, l'Indonésie, la Chine et l'Afrique du Sud. RdM correspond aux pays du reste du monde. Selon cette figure qui présente les répartitions relevées en 2000 et prévues en 2050, l'irrigation représentait la principale consommation d'eau, soit environ 70 % de l'eau prélevée dans le monde en 2000. En 2050, les prévisions indiquent une baisse de l'eau prélevée pour l'irrigation et une forte augmentation de la part destinée au secteur manufacturier et à la production d'électricité, surtout dans les pays en développement.

La figure 17 met en évidence les variations de prélèvements sur les ressources en eau entre pays de différentes zones, soulignant des disparités importantes en termes de gestion et d'utilisation de l'eau renouvelable. Le scénario de référence des perspectives de l'environnement prévoit une augmentation significative de la demande mondiale en eau d'ici à 2050, passant d'environ 3 500 km^3 en 2000 à près de 5 500 km^3, soit une augmentation de 55 % [3]. Cette hausse est principalement due à l'augmentation des activités manufacturières (+400 %, environ 1000 km^3), de la production d'électricité (+140 %, environ 600 km^3) et des usages domestiques (+130 %, environ 300 km^3). Cependant, il est important de noter que toute la ressource utilisée peut ne pas être consommée, car une partie retourne dans les masses d'eau et reste utilisable en aval, si la qualité le permet [10]. Sans

de nouvelles politiques, la répartition de la demande en eau devrait également changer considérablement d'ici à 2050, avec une forte augmentation en Asie du Sud, en Chine et dans d'autres économies émergentes. Les secteurs manufacturiers, de production d'électricité et domestique devraient également voir leur part de demande augmenter. Cela entraînera une compétition accrue pour l'accès à l'eau, notamment avec la demande d'irrigation, ce qui pourrait réduire la part disponible pour l'irrigation. Cette concurrence pour l'accès à l'eau pourrait être encore plus intense si les projections prenaient en compte les quantités supplémentaires nécessaires pour maintenir des flux suffisants pour la santé des écosystèmes [3].

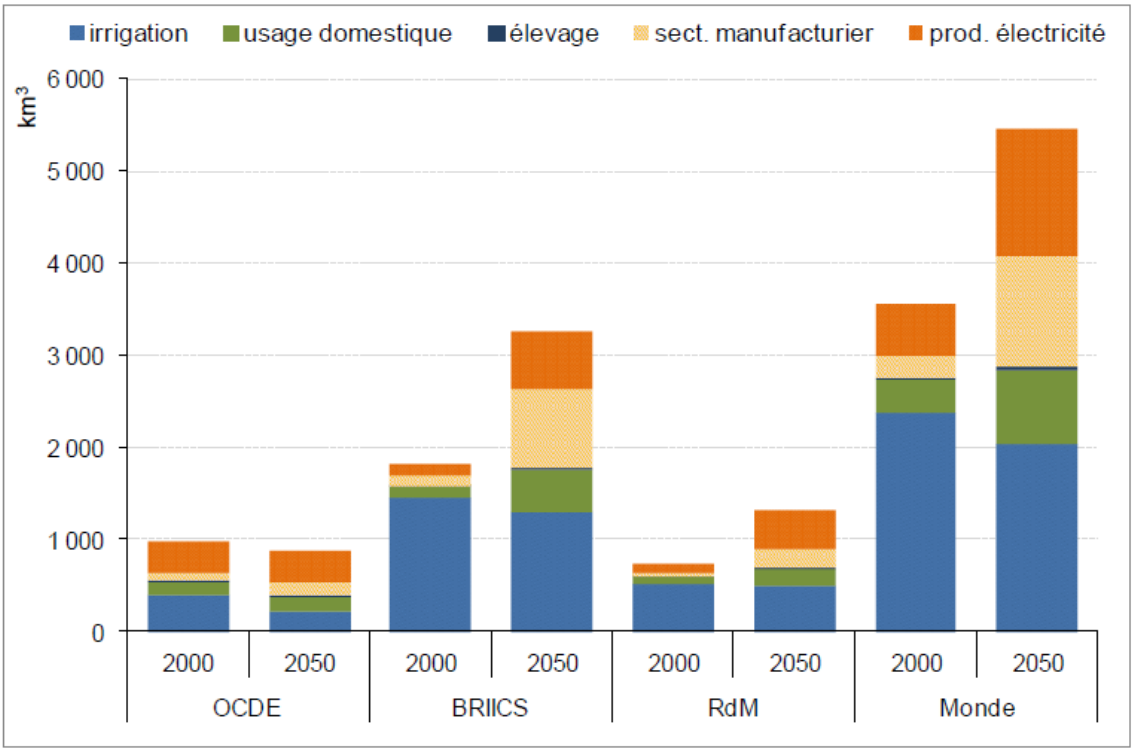


Figure 16 : Répartitions par secteur des volumes d'eau consommée dans diverses parties du monde et au global

Dans la zone OCDE, les prélèvements d'eau de surface sont restés stables depuis les années 1990 (*Figure 16*), malgré une augmentation des quantités utilisées pour l'approvisionnement public et l'irrigation. Cette stabilité peut s'expliquer par des avancées telles que des techniques d'irrigation plus efficaces et une utilisation plus efficace de l'eau par les centrales thermiques. Cependant, les sécheresses récentes ont également contribué à maintenir cette stabilité en rendant les prélèvements d'eau impossibles dans certaines régions [2]. Bien que les quantités d'eau utilisées pour l'agriculture aient augmenté de 2% entre 1990 et 2003 dans la zone OCDE, cette tendance est maintenant à la baisse cela s'explique par plusieurs facteurs (figure 17). D'abord, les systèmes d'irrigation sont devenus plus efficaces, grâce à des technologies comme le goutte-à-goutte, qui réduisent le gaspillage. Ensuite, les agriculteurs choisissent de plus en plus des cultures moins gourmandes en eau, mieux adaptées aux conditions climatiques actuelles. Par ailleurs, la surface agricole irriguée a diminué dans certains pays, soit par abandon, soit par reconversion. Enfin, les politiques publiques ont joué un rôle important en encourageant une gestion plus durable de la ressource, par le biais de réglementations, taxes ou aides financières. L'irrigation représente 43% de l'eau utilisée par les pays de l'OCDE en 2006, avec des pays comme l'Australie, la Grèce, le France et la Turquie étant particulièrement dépendants de l'irrigation en raison de leurs conditions climatiques et de la structure de leur agriculture [3].

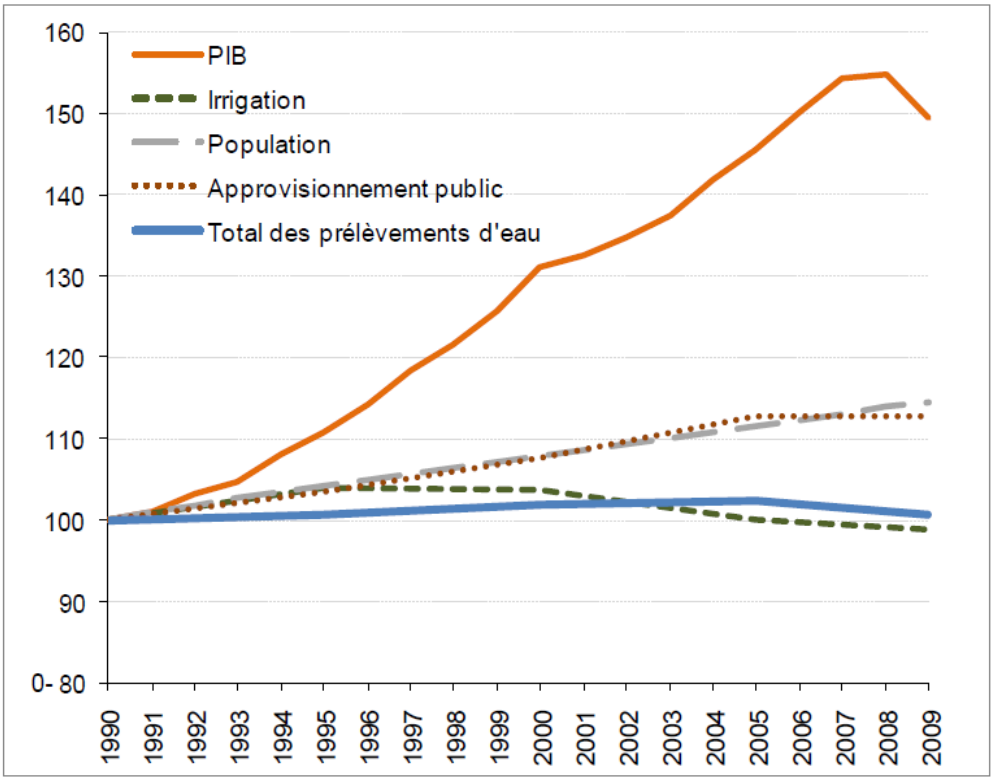


Figure 17 : Prélèvements d'eau douce, principales utilisations et PIB dans la zone OCDE, 1990-2009 [3]

La Figure 18 met en évidence l'intensité de l'utilisation des ressources en eau douce, qu'elles soient de surface ou souterraines, mesurée en termes de prélèvements bruts par habitant. Cet indicateur révèle des disparités significatives à travers la zone OCDE, avec généralement des prélèvements par habitant plus bas dans les pays européens. La pérennité de l'utilisation de l'eau varie d'un pays à l'autre.

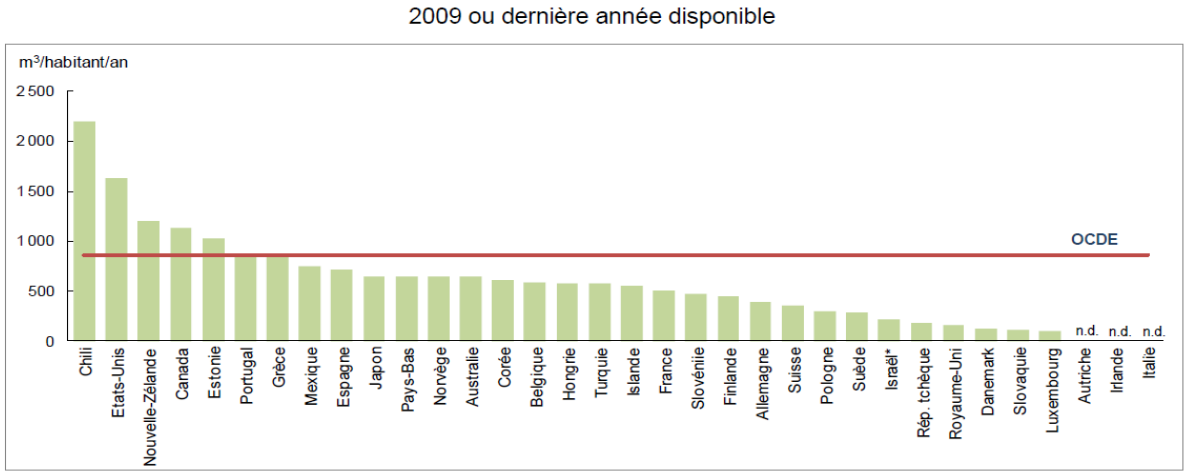
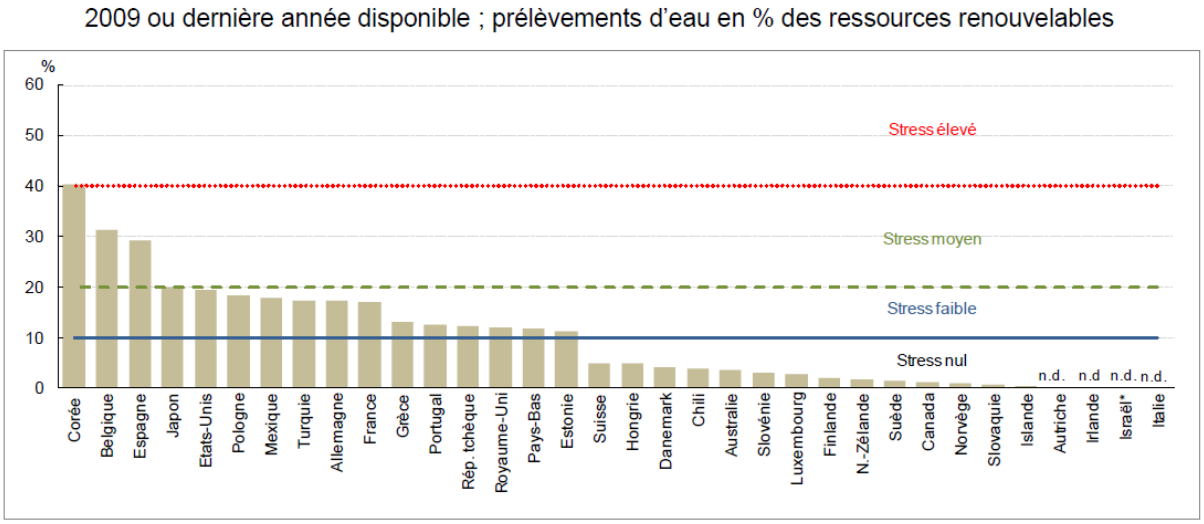


Figure 18 : Prélèvements annuels d'eau douce par habitant, pays de l'OCDE [3]

Le stress hydrique mentionné dans la *Figure 19* désigne une situation où la demande en eau dépasse les ressources disponibles, compromettant ainsi l'approvisionnement en eau potable pour toute la population. Ce phénomène peut résulter d'une disponibilité insuffisante en eau douce ou d'une qualité d'eau inadéquate pour la consommation humaine [27]. Il est défini comme le rapport du volume d'eau prélevé sur l'apport total en eau. Le stress hydrique lié à la consommation se réfère à la pression exercée sur les ressources en eau en raison de la consommation humaine, industrielle et agricole. Une

consommation excessive ou un réseau de distribution inefficace, avec un fort pourcentage de fuite par exemple, peut aggraver le stress hydrique, surtout dans les régions où les ressources en eau sont limitées. Par exemple, en 2009, le stress hydrique était d'environ 1,2 % dans un pays vaste et peu densément peuplé comme le Canada, tandis qu'ils atteignaient 40 % en Corée, mettant ainsi en péril son équilibre hydrique. La situation est également préoccupante dans certains pays européens de l'OCDE tels que la France. Dans certaines régions, les prélèvements d'eau dans le cadre du petit cycle dépassent 20 % des ressources renouvelables disponibles dans le grand cycle de l'eau [28].



Note : moins de 10 % = stress nul ; 10-20 % = stress faible ; 20-40 % = stress moyen ; plus de 40 % = stress élevé.

Figure 19 : Stress hydrique, pays de l'OCDE [3]

La pénurie d'eau est donc une situation où la quantité d'eau disponible est insuffisante pour satisfaire les besoins de la population et de l'environnement. Elle peut être causée par des facteurs tels que le changement climatique, la croissance démographique, la pollution des sources d'eau et une gestion inadéquate des ressources hydriques [9].

L'augmentation de la demande en eau due à l'accroissement de la population mondiale intensifiera le stress hydrique dans de nombreux bassins hydrographiques, surtout dans les régions densément peuplées des économies en développement rapide. Selon les projections, entre 2000 (*Figure 20*) et 2050 (Figure 21), un nombre croissant de bassins seront confrontés à un stress hydrique élevé, affectant plus de 40 % de la population mondiale, soit 3,9 milliards de personnes, comparé à 1,6 milliard en 2000 [3]. Près des trois quarts des individus souffrant de stress hydrique élevé vivront dans les pays du groupe BRIICS. La majorité de la population de l'Asie du Sud, du Moyen-Orient, de la Chine et de l'Afrique du Nord sera également touchée. Les conséquences sur la vie quotidienne dépendront largement de l'efficacité des stratégies de gestion de l'eau. Par ailleurs, grâce à des gains d'efficience, à une réorientation vers des activités consommant moins d'eau et à des variations positives ou négatives des précipitations dues au changement climatique, le stress hydrique devrait diminuer quelque peu dans certains pays de l'OCDE, mais augmenter dans d'autres parties du monde, comme le montrent la *Figure 20* et la *Figure 21* [3].

Le manque d'eau est une préoccupation majeure à l'échelle mondiale. Selon les données de l'Organisation des Nations Unies pour l'alimentation et l'agriculture [1], environ 1,2 milliard de personnes, soit une personne sur six dans le monde, n'ont pas accès à l'eau potable en quantité suffisante. En 2020, environ une personne sur quatre n'avait pas accès à de l'eau potable délivrée en toute sécurité à son domicile. De plus, près de 2,2 milliards de personnes n'ont pas accès à des sources d'eau salubre, qui signifie selon UNICEF que l'eau doit provenir d'une source fiable telle qu'un puits,

un robinet ou une pompe manuelle. Elle ne doit pas être contaminée par des matières fécales ou des produits chimiques. Et le manque de salubrité de l'eau est la cause de 3,5 millions de décès chaque année dans le monde [1]. En 2022, 703 millions de personnes dans le monde n'avaient pas accès à l'eau potable. La rareté de l'eau et sa qualité insatisfaisante sont des problèmes pour de nombreux habitants de la planète, aggravés par les phénomènes de sécheresses et d'inondations. Ces défis ont des répercussions sur la santé, l'environnement et le développement économique. Sans réformes approfondies et améliorations significatives dans la gestion de l'eau, la situation risque de se détériorer d'ici 2050. La concurrence pour l'accès aux ressources en eau devrait s'intensifier, avec une incertitude croissante quant aux quantités disponibles [29]. Néanmoins, la Figure 22 montre qu'entre 2000 et 2015, le ratio de population privée d'accès à l'eau potable dans le monde a diminué de 18,5 % à 11,5 % et qu'en 2022, il était d'environ 9 %. Cette diminution a été obtenue grâce aux directives internationales mises en œuvre par les pays.

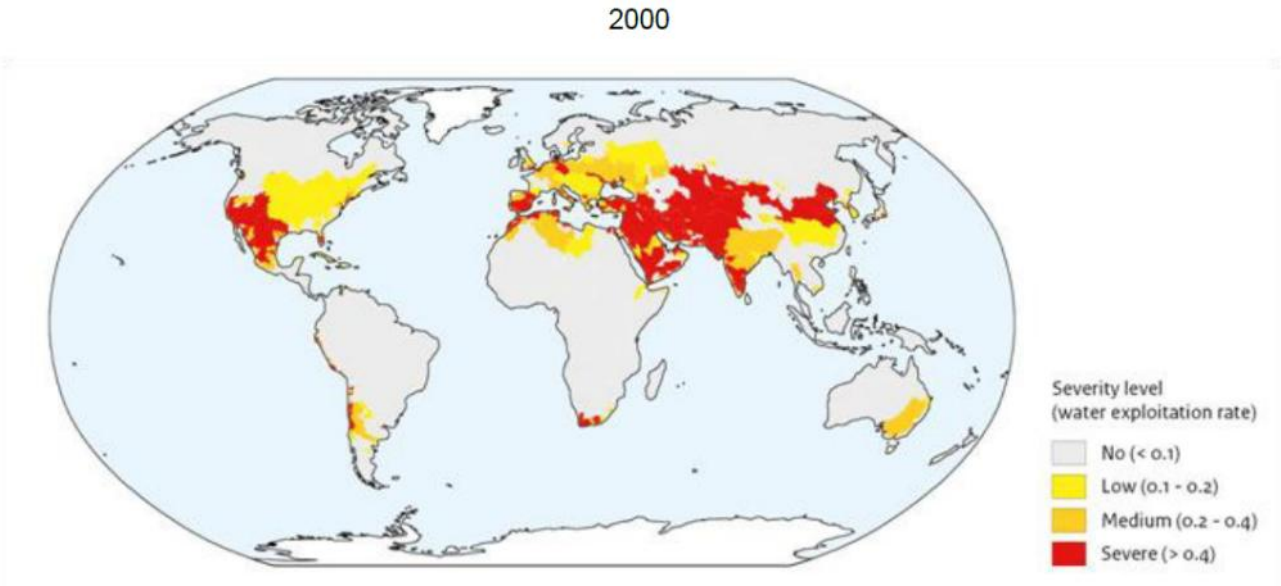
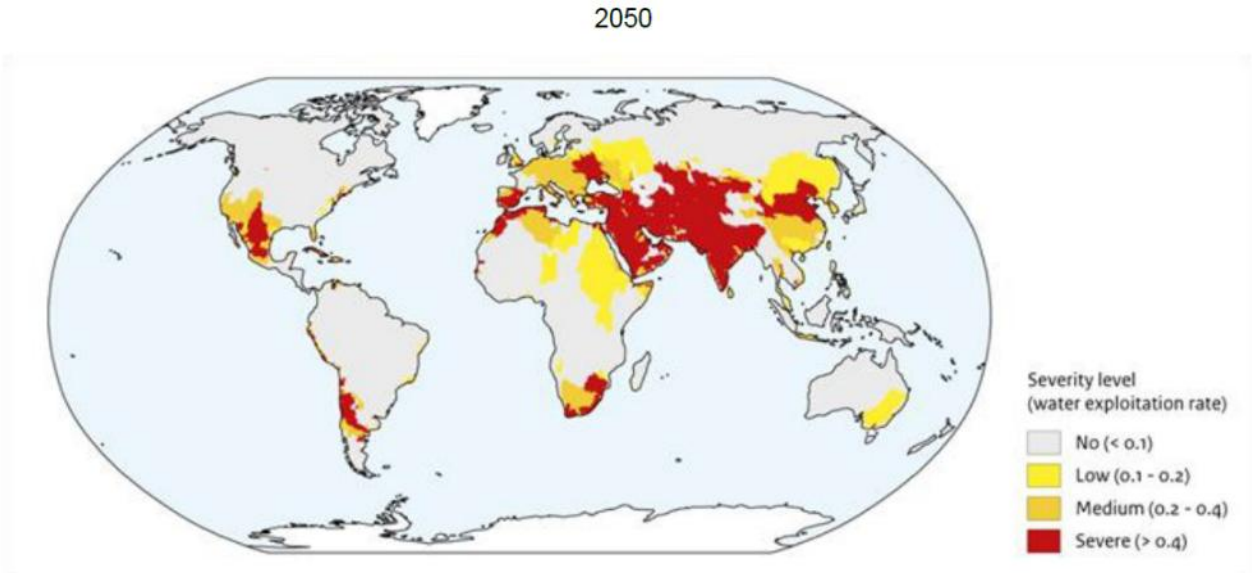


Figure 20 : Stress hydrique par bassin hydrographique en 2000



Source : Scénario de référence des *Perspectives de l'environnement* ; résultats du modèle IMAGE.

Figure 21 : Stress hydrique par bassin hydrographique en 2050

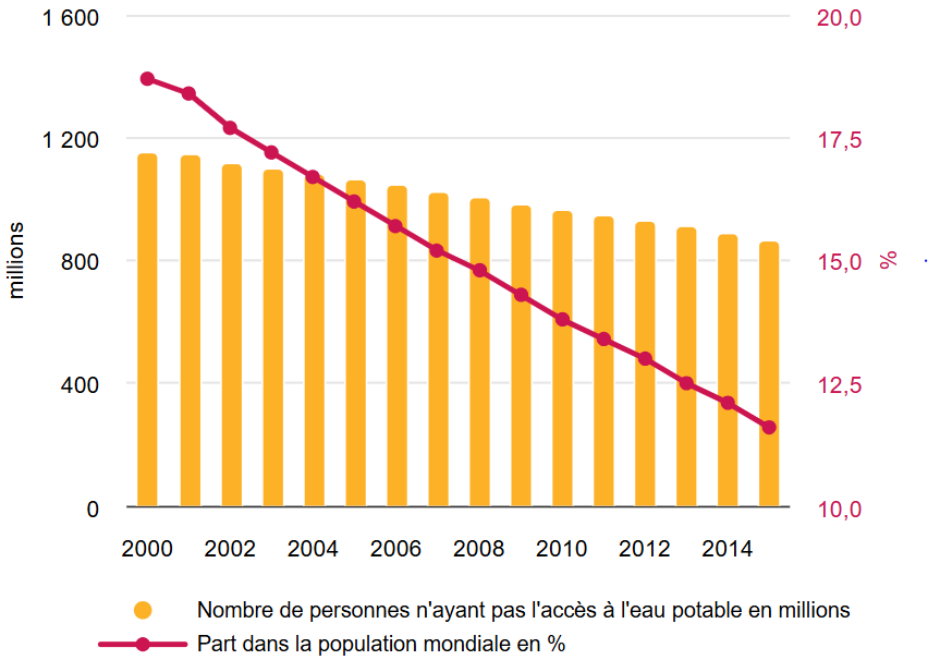


Figure 22 : Evolution de la population privée d'accès à l'eau potable dans le monde.

3.3 Directives internationales et européennes pour résoudre le problème du manque d'eau

Les instituts gouvernementaux mondiaux, tels que l'Institut mondial pour les ressources en eau (IWMI), la FAO (Organisation des Nations Unies pour l'alimentation et l'agriculture) et l'Organisation météorologique mondiale (OMM), ont élaboré des propositions détaillées pour remédier au manque d'eau et à la sécheresse à l'échelle mondiale. Ces mesures sont essentielles pour atténuer les effets du changement climatique sur les ressources en eau et renforcer la résilience des communautés face à la sécheresse et aux pénuries d'eau. Ces propositions incluent les points suivants :

Amélioration de l'efficacité de l'utilisation de l'eau : Des initiatives visant à réduire les pertes d'eau dans les systèmes d'irrigation et à promouvoir une utilisation plus efficace de l'eau dans l'agriculture et l'industrie. Selon l'IWMI, l'amélioration de l'efficacité de l'utilisation de l'eau pourrait réduire les besoins en eau agricole de 50 % d'ici 2050 [30].

Recyclage et désalinisation de l'eau : Le développement de technologies de recyclage des eaux usées et de désalinisation pour augmenter l'approvisionnement en eau potable. La FAO estime que la désalinisation de l'eau de mer pourrait devenir une source majeure d'eau douce, représentant jusqu'à 20 % de l'approvisionnement mondial en eau en 2050 [1]

Pratiques agricoles durables : L'adoption de pratiques agricoles plus durables, telles que l'agriculture de conservation et l'utilisation de cultures résistantes à la sécheresse, pour réduire la pression sur les ressources en eau. Selon la FAO, l'agriculture de conservation (c'est-à-dire sans travail du sol) peut réduire la consommation d'eau de 25 à 50 % [1].

Gestion intégrée des ressources en eau : La promotion de politiques de gestion intégrée des ressources en eau, encourageant la coopération entre les nations et les différentes parties prenantes pour une utilisation équitable et durable des ressources en eau. L'OMM souligne l'importance d'une approche intégrée pour faire face aux défis de l'eau liés au changement climatique [31].

Plus concrètement, les pays de l'OCDE ont mis en place diverses mesures pour répondre aux défis liés à l'eau (*Tableau 2*). Celles-ci comprennent des réglementations, des mécanismes économiques, des systèmes d'information et d'autres moyens d'intervention [3].

Tableau 2 : Principaux instruments de gestion des ressources en eau [3]

Approches réglementaires	Instruments économiques	Instruments d'information et autres
Exigences relatives à la qualité de l'eau, couvrant différents aspects tels que l'eau potable, la qualité environnementale, les eaux destinées aux loisirs, les rejets industriels, entre autres	Prélèvements et frais associés à l'utilisation de l'eau, ainsi que les tarifs pour les services liés à l'eau, y compris la protection des sources en amont.	Mesure de la consommation d'eau et certification écologique pour les produits et services liés à l'eau
Normes de performances	Révision des subventions nuisibles à l'environnement, telles que celles liées à l'agriculture intensive ou aux énergies favorisant le pompage excessif d'eau.	Engagements volontaires entre entreprises et autorités publiques pour une utilisation plus efficace de l'eau.
Régulation ou interdiction d'activités nuisibles aux ressources en eau, comme les activités polluantes dans les bassins hydrographiques	Subventions (investissements publics dans les infrastructures, tarification sociale de l'eau, par ex.)	Actions de sensibilisation et de formation pour encourager l'adoption de pratiques agricoles durables et de technologies d'irrigation plus efficaces.
Réglementations sur l'utilisation des sols, incluant des zones tampons pour limiter les pesticides.	Mécanismes d'assurance	Planification hydrographique et analyse des coûts des politiques de gestion de l'eau.

3.4 Etat des lieux en France

En France, on observe des périodes de sécheresse plus intenses et plus fréquentes. À l'été 2023, après un hiver remarquablement sec et une année de faible pluviométrie, les nappes phréatiques étaient critiques sur 70 % du territoire, avec 20 % à des niveaux très bas. Malgré une amélioration au printemps 2024 grâce à des précipitations abondantes, la Plaine du Roussillon reste dans une situation préoccupante, avec une sécheresse historique selon les experts de Météo-France [32] [33].

Les précipitations en France restent globalement stables, mais leur répartition saisonnière change. Plus d'orages se produisent en été. Ils sont moins bénéfiques pour les cultures, tandis que les pluies d'automne et d'hiver diminuent. Les températures plus élevées augmentent les besoins en eau des plantes. Les sécheresses estivales et les canicules deviennent plus fréquentes et intenses. La disponibilité en eau diminue déjà, avec une baisse prévue de 10 % à 40 % d'ici à 2050-2070 [32] [34] [35].

La Figure 23 montre que moins de la moitié des eaux de pluie deviennent de l'eau renouvelable. Entre 1990–2001 et 2002–2018, la ressource en eau renouvelable a chuté de 14 %, passant de 229 à 197 milliards de m^3/an. La *Figure 24* indique que les précipitations en automne diminuent sur 49 % du territoire, réduisant la recharge des nappes phréatiques. L'évapotranspiration augmente en toutes saisons, affectant jusqu'à 100 % du territoire entre 1959 et 2018. En conséquence, plus de 30 % du territoire a subi des restrictions d'eau chaque année entre 2017 et 2020.

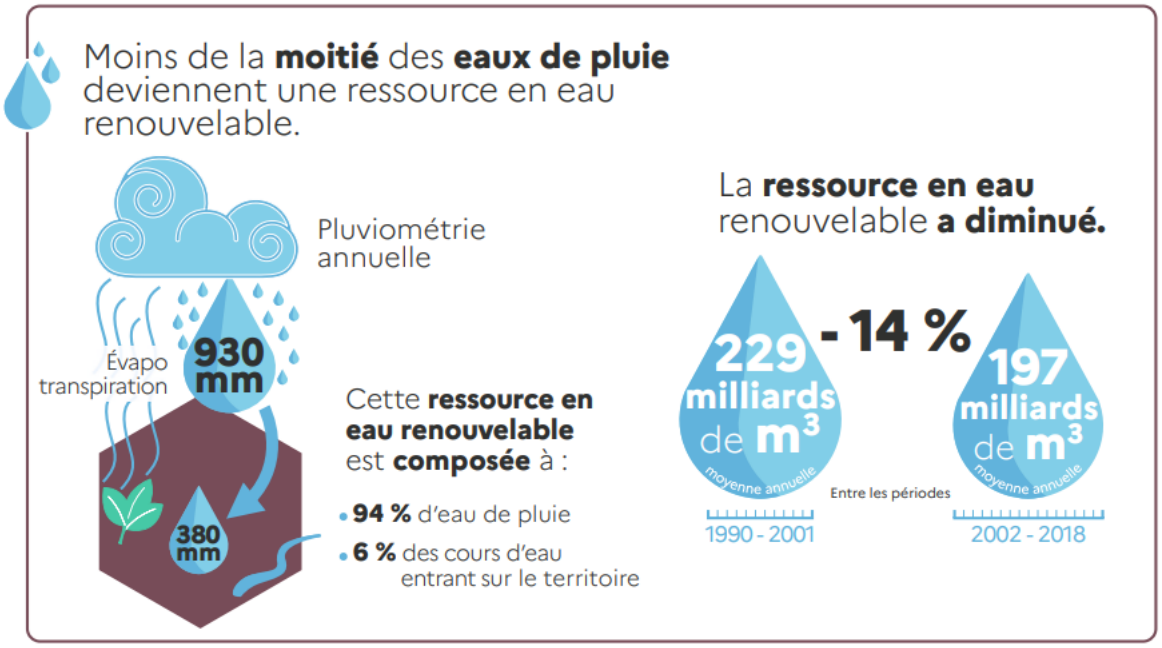


Figure 23 : Évolution de la ressource en eau renouvelable en France métropolitaine de 1990 à 2018 [37]

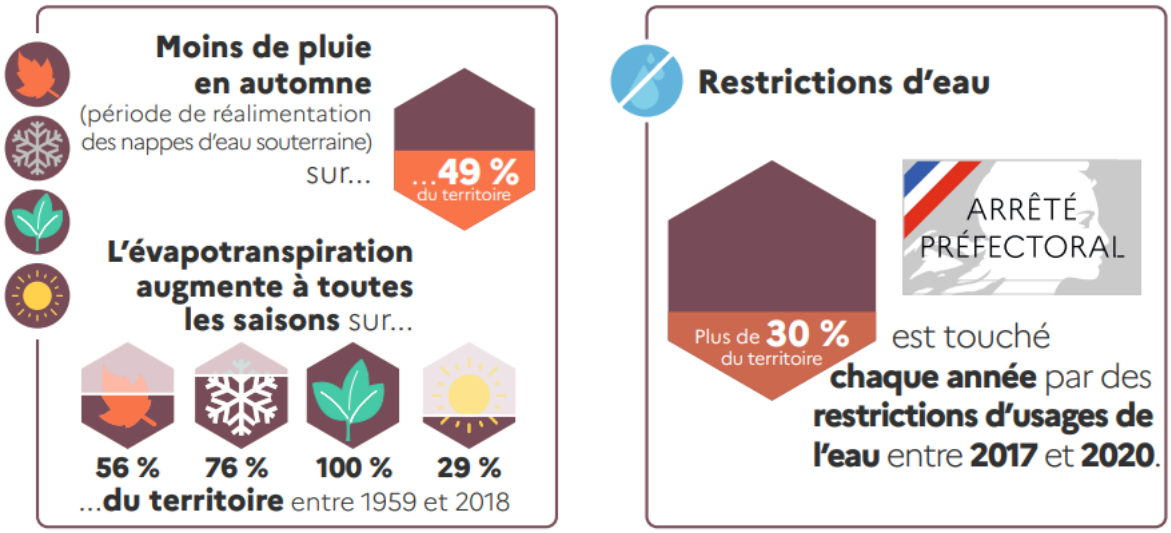


Figure 24 : Evolution de ressource et restrictions [29]

Jusqu'à présent, la réserve d'eau potable pour 68 millions d'habitants de France, totalisant 1 milliard de mètres cubes par an (soit 26 % de la consommation d'eau), a été peu affectée par les sécheresses croissantes. Les restrictions de l'été 2023, touchant 86 % du territoire, ont principalement visé des activités non essentielles comme l'arrosage des jardins, le lavage des voitures et le remplissage des piscines. Néanmoins, environ 550 communes, confrontées à des pénuries d'eau potable dues à la diminution des niveaux de captage, ont dû être approvisionnées par des camions-citernes, surtout dans le Midi méditerranéen. Actuellement, le principal défi concernant l'eau potable réside davantage dans sa qualité, avec la pollution des nappes par des pesticides ou des PFAS (alkyls perfluorés et polyfluorés), plutôt que dans sa disponibilité en quantité. Assurer la production d'eau potable pour l'alimentation et l'hygiène de la population restera une priorité constante [36] [37].
Enfin, des conflits existent entre agriculteurs et militants écologistes radicaux. Le débat sur les méga-bassines a pris une tournure nationale après des heurts violents à Sainte-Soline, Deux-Sèvres, en 2022

et 2023, illustrant les tensions entre agriculteurs et écologistes. Les projets de barrages (Sivens et de Caussade), malgré leurs similitudes, ont connu des dénouements différents, influencés par les stratégies des parties prenantes. Les méga-bassines, source de contestation, sont considérées comme cruciales dans la lutte contre le changement climatique et la préservation des ressources en eau. Les conflits reflètent une radicalisation croissante des mouvements écologistes, confrontés à une alliance entre l'État et les intérêts agricoles. La bataille pour l'opinion publique et la représentation médiatique sont devenues des éléments clés de ce débat complexe et politiquement chargé. La sécheresse en France souligne la nécessité de gérer durablement l'eau face aux changements climatiques. Bien que l'eau potable soit encore disponible, les tensions entre agriculteurs et écologistes montrent l'urgence de trouver un équilibre entre besoins agricoles et protection de l'environnement.

3.5 Conclusion sur l'eau

Le problème de l'eau persiste principalement en raison de la gestion inefficace des ressources en eau douce disponibles, aggravée par des facteurs tels que la croissance démographique et les effets du changement climatique. Bien que l'eau couvre une grande partie de notre planète, 97 % de cette ressource est constituée d'eau salée, inutilisable directement pour la consommation humaine ou agricole. Seuls 3 % de l'eau terrestre sont de l'eau douce, dont une majeure partie est retenue dans les glaciers (68,7 %) ou dans les nappes souterraines, rendant son accès complexe. La quantité d'eau douce de surface, facilement accessible, représente à peine 0,3 % de l'eau douce totale. Parmi cette faible proportion, l'eau des lacs constitue 67,4 %, tandis que celle des rivières, source essentielle pour les populations humaines, n'en représente que 1,6 %, comme indiqué dans la *Figure 25*. Face au stress hydrique et à la rareté de l'eau douce accessible du fait du changement climatique ou des difficultés d'approvisionnement, l'eau de mer apparaît comme une ressource alternative importante. Le dessalement devient alors une solution incontournable dans certaines régions du monde pour pallier le manque d'eau douce.

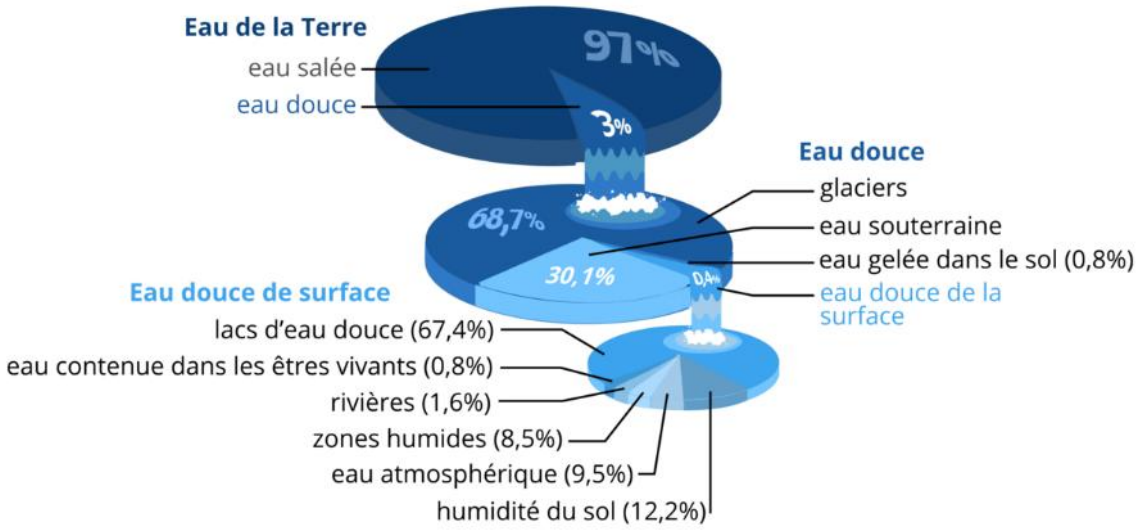


Figure 25 : Répartition de l'eau sur la terre [40]

4 Le dessalement

Le dessalement permet de produire de l'eau potable à partir d'eau salée ou saumâtre impropre à la consommation en utilisant de l'énergie électrique, mécanique ou thermique. Cette section présente les principaux systèmes utilisés aujourd'hui et les défis environnementaux associés.

4.1 Introduction

La présence de sels dans l'eau modifie fortement certaines propriétés (densité, compressibilité, point de congélation, coefficient d'activité) tandis que d'autres sont moins influencées (viscosité, absorption de la lumière). D'autres propriétés dépendent essentiellement de la quantité de sels dans l'eau (conductivité, pression osmotique). La température de l'eau de mer peut varier de -1,9°C sous l'influence des courants polaires (point de congélation de l'eau de mer à une concentration de 35 $g.L^{-1}$ de sels) jusqu'à 35 °C au niveau de la péninsule arabique. Les différentes propriétés de l'eau de mer dépendent de sa température, de sa salinité et de sa pression (liée à la profondeur). Elles peuvent être fortement variables d'un endroit à l'autre en raison des fortes variations de salinité, de température et de profondeur.

Le dessalement de l'eau émerge comme la principale solution pour contrer l'augmentation du stress hydrique mondial, dû à des facteurs tels que le changement climatique, l'agriculture intensive et la croissance démographique. Un essor industriel du dessalement est en cours (Figure 26), en particulier dans les pays du Golfe où une grande partie de l'eau potable provient désormais de stations de dessalement. En 2022, plus de 21 000 stations de dessalement d'eau de mer étaient opérationnelles dans le monde, avec une croissance annuelle de capacité allant jusqu'à +12 % [38].

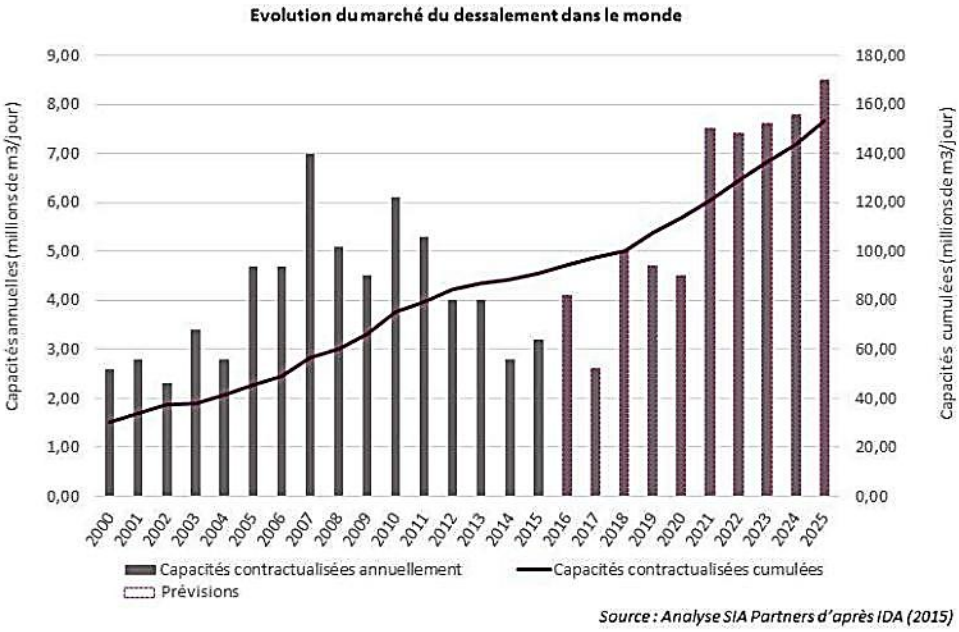


Figure 26 : Evolution du marché du dessalement dans le monde

D'ici 2030, les capacités de dessalement au Moyen-Orient devraient presque doubler, en préparation de la transition post-pétrole. Ce phénomène se répand également dans le monde entier, avec une demande croissante pour ces technologies sur tous les continents. Des projets majeurs sont en cours en Afrique, notamment en Algérie et au Maroc, tandis que des pays comme le Ghana, le Sénégal et le Kenya utilisent déjà l'eau dessalée pour leurs villes. En Asie, la demande en eau dessalée augmente

rapidement, notamment en Chine et en Inde, en raison de la croissance industrielle et de la diminution des ressources en eau. En Amérique, des projets significatifs se développent le long de la côte ouest des États-Unis, au Texas et en Amérique latine, motivés par les besoins de l'industrie minière ou de la population. Les zones insulaires dépendent également de plus en plus du dessalement pour répondre à leurs besoins en eau, comme Cebu aux Philippines, le Cap-Vert, les Canaries et les Maldives [38].

4.2 Les systèmes de dessalement

Il existe plusieurs méthodes de dessalement, classées en trois catégories : thermique, membranaire ou hybrides combinant les deux procédés tels que la distillation membranaire. Cette partie présente les principaux procédés de dessalement utilisés dans le monde. Un tableau récapitulatif en fin de section récapitule les avantages, les inconvénients et les performances des procédés.

4.2.1 Les procédés thermiques

Dans le processus de distillation, l'eau saumâtre ou l'eau de mer est chauffée pour vaporiser une partie de son contenu. La vapeur d'eau ainsi obtenue est exempte de sels. Celle-ci est ensuite condensée pour produire de l'eau douce. Ce processus reflète essentiellement le cycle naturel de l'eau, mais de manière accélérée. Cependant, le principal inconvénient du dessalement par distillation réside dans sa consommation énergétique élevée, principalement attribuable à la chaleur latente nécessaire à la vaporisation de l'eau. Cette consommation énergétique reste constante indépendamment de la variation de la salinité (environ 2250 kJ sont nécessaires pour transformer 1 kg d'eau liquide en 1 kg de vapeur d'eau à la même température, si la transformation a lieu à 100°C et à la pression atmosphérique). Afin de diminuer la consommation énergétique par litre d'eau condensée, les procédés utilisent généralement plusieurs étages de condensation. Les deux méthodes de distillation les plus couramment utilisées sont la distillation à détente étagée (MSF : multi-stage flash) et la distillation à multiples effets (MED : multiple effect distillation), cette dernière permettant de réutiliser l'énergie libérée lors de la condensation.

4.2.1.1 Le procédé de distillation à détentes étagées (Multi-Stage Flash distillation MSF)

Dans le procédé de distillation MSF, l'eau de mer est chauffée en circulant à travers les condenseurs des étages, commençant par le dernier étage où la température est la plus basse. Sa température est progressivement élevée jusqu'à atteindre 120 °C tout en étant maintenue sous pression grâce à la vapeur provenant d'une chaudière, dont la température dépasse les 120 °C. Ensuite, elle est introduite dans une enceinte à basse pression, à environ 0,2 à 0,3 bar absolu [39], provoquant ainsi la vaporisation instantanée, qualifiée de "Flash", d'une partie de l'eau. La vapeur ainsi produite est ensuite condensée sur les tubes condenseurs situés en haut de chaque étage, et le liquide résultant est recueilli sous les tubes par des réceptacles. Ce processus "Flash" est répété dans les étages suivants, formant ainsi une série d'étages avec des pressions de plus en plus basses (*Figure 27*).

Le procédé de distillation multi-étagée par détente (MSF) est une méthode de dessalement thermique qui consomme une quantité significative d'énergie. La consommation énergétique spécifique (SEC) pour le MSF varie généralement entre 13,5 et 25,5 $kWh.m^{-3}$ d'eau produite, en fonction des conditions d'exploitation et de la configuration de l'installation [40].

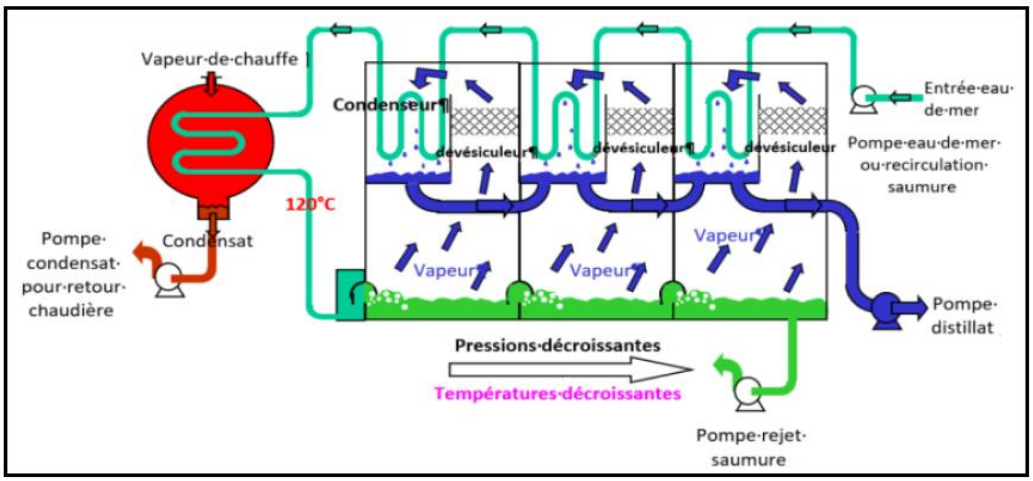


Figure 27 : Procédé de distillation à détentes étagées MSF [22]

4.2.1.2 *Le procédé de distillation à multiples effets (Multi-Effect distillation MED)*

Dans ce procédé de dessalement, l'eau est d'abord chauffée à une température comprise entre 70 et 80°C. Une partie de cette eau est ensuite évaporée à l'aide de la chaleur fournie par une vapeur produite par une chaudière ou par de l'eau chaude. Dans le premier stade, l'énergie nécessaire à l'évaporation provient uniquement de sources externes. La vapeur ainsi créée est ensuite condensée pour produire de l'eau douce dans le stade suivant, où la pression est plus basse. La chaleur libérée lors de la condensation permet alors à une partie de l'eau présente dans ce stade d'être évaporée, et ainsi de suite (*Figure 28*).

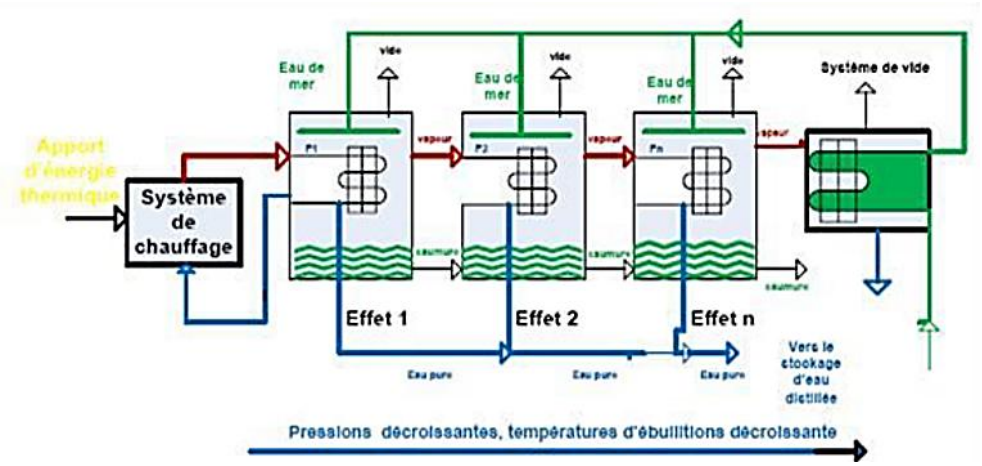


Figure 28 : Procédé de dessalement par distillation à multiples effets MED [22]

Le procédé de distillation à multiples effets (MED) est une méthode de dessalement thermique plus économe en énergie que la distillation multi-étagée par détente (MSF). Le SEC (Specific Energy Consumption) du procédé Multi-Effect Distillation (MED) est d'environ 4,8 à 13 kWh.m^{-3} [41].

4.2.1.3 *Distillation par compression mécanique de vapeur (MVC)*

La distillation par compression mécanique de vapeur (MVC pour mechanical vapour compression) est utilisée pour le dessalement à petite échelle Figure 29, souvent en complément des procédés à simple effet ou multiples effets pour limiter la consommation d'énergie thermique. La vapeur générée à 60–70 °C est aspirée puis comprimée, ce qui augmente sa température. Elle est ensuite condensée

via un échangeur à faisceau tubulaire, transmettant sa chaleur à l'eau de mer, qui entre en ébullition. Le condensat est récupéré sous forme d'eau distillée. Ce procédé nécessite davantage d'électricité que les autres méthodes et offre un rendement en perméat limité.

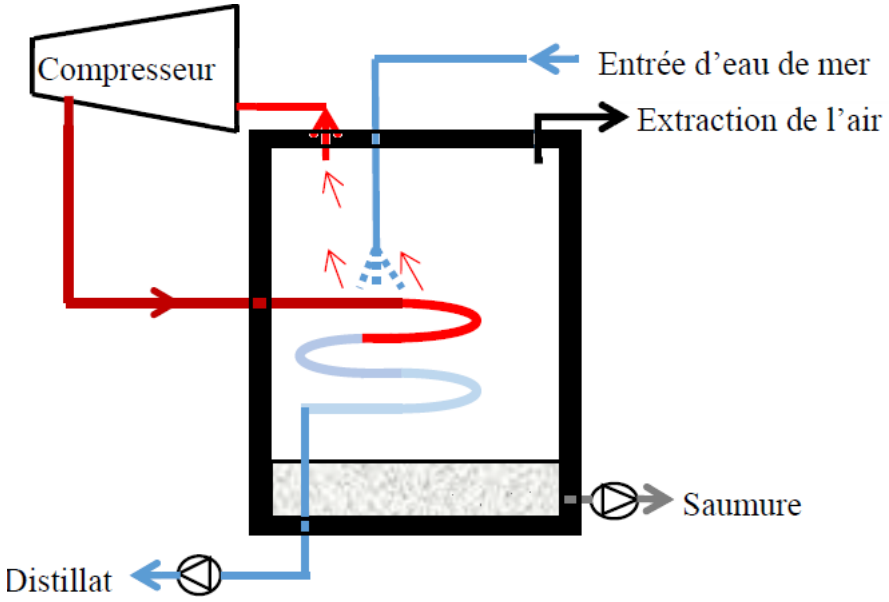


Figure 29 : Distillation par compression de vapeur

4.2.1.4 Humidification déshumidification (HDH)

La distillation par humidification-déshumidification (HDH) repose sur un principe simple (Figure 30), inspiré du cycle naturel de l'eau. L'air est d'abord chauffé, puis mis en contact avec de l'eau de mer chaude, ce qui le charge en vapeur d'eau ; c'est la phase d'humidification. Cet air humide est ensuite conduit vers un condenseur, où il est refroidi. La baisse de température provoque la condensation de la vapeur contenue dans l'air, permettant ainsi de récupérer de l'eau douce. Ce procédé, adapté aux petites installations, est particulièrement intéressant pour les régions isolées ou arides, et peut être alimenté par des sources d'énergie renouvelable comme l'énergie solaire. Il reste cependant limité en termes de rendement, surtout à grande échelle.

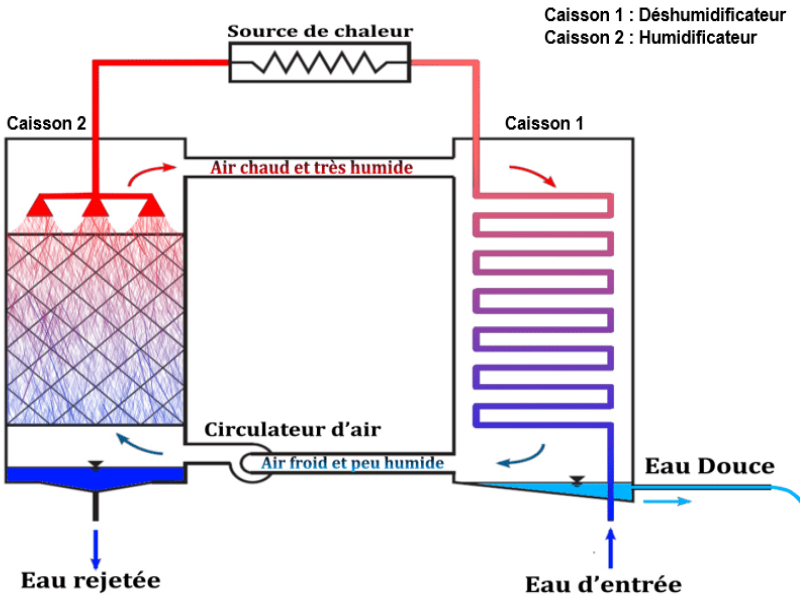


Figure 30 : Principe de l'humidification-déshumidification [42]

4.2.2 Les procédés membranaires

Les procédés à membranes ou procédés membranaires sont couramment utilisés pour des salinités moyennes (environ 35 $g.L^{-1}$). Une membrane est une fine couche de matériau, poreuse, qui est sélectivement perméable et utilisée pour séparer différents composés en fonction de leurs propriétés physico-chimiques sous l'effet d'une force appliquée. La séparation par membrane génère deux phases distinctes : le perméat, qui est la partie ayant traversé la membrane, et le rétentat, qui est la partie restée de l'autre côté de la membrane. Il existe plusieurs géométries de membranes, notamment les membranes planes, les membranes en spirale, les membranes tubulaires et les membranes à fibres creuses.

4.2.2.1 L'osmose inverse

L'osmose est un processus de transfert d'eau à travers une membrane semi-perméable nanoporeuse, induit par une différence de concentration comme force motrice. Ce système se compose de deux compartiments séparés par une membrane, chacun contenant une solution de concentration distincte (*Figure 31*).

En raison de cette différence de concentration, l'eau s'écoule du compartiment avec la concentration la moins élevée en sels vers celui avec la concentration la plus élevée, phénomène appelé osmose.

En appliquant une pression sur la solution concentrée, on peut restreindre ce flux d'eau, réduisant ainsi la quantité d'eau transférée par osmose jusqu'à ce que le potentiel chimique induit par la différence de concentration équivaille au potentiel chimique induit par la différence de pression, moment où le flux s'arrête.

L'osmose inverse (OI ou Reverse Osmosis, RO) se produit lorsque la pression appliquée sur la solution concentrée dépasse la pression osmotique ($\pi = \rho gh$, avec h la différence de hauteur entre les compartiments), dirigeant le flux de la solution la plus concentrée en sel vers la plus diluée.

Dans ce procédé, un prétraitement de l'eau est nécessaire pour éviter les dépôts sur les membranes et maintenir les débits de production. Contrairement à d'autres techniques de dessalement, la température n'a pas d'incidence significative sur l'osmose inverse, car la pression des liquides varie peu avec la température. La pression requise pour le dessalement de l'eau de mer varie généralement entre 55 et 82 bars [43]. Cette pression dépend de la salinité et de la pression osmotique à combattre.

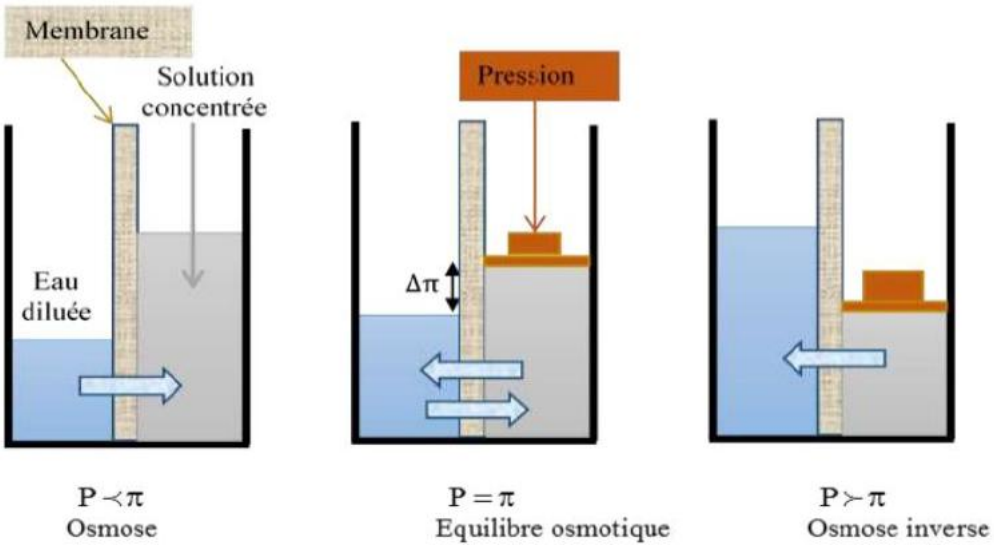


Figure 31 : Principe de l'osmose inverse [46]

Le SEC de l'osmose inverse dépend de plusieurs facteurs, notamment la salinité de l'eau à traiter (eau de mer ou eau saumâtre), la technologie des membranes. Pour l'eau de mer, le SEC est de 2,5 à 4,0 $kWh.m^{-3}$ [43].

4.2.2.2 L'électrodialyse

L'électrodialyse implique le transfert des ions à travers une membrane sous l'effet d'un champ électrique généré par un électrodialyseur. Les ions présents dans le sel se déplacent en réponse au champ électrique créé par deux électrodes immergées dans la solution. Ce processus utilise deux types de membranes : des membranes perméables aux cations et des membranes perméables aux anions, alternativement disposées pour former une série de compartiments à concentrations de sels élevées et faibles. À la fin du processus, une solution saline est obtenue d'un côté tandis que de l'eau pure est récupérée de l'autre côté. Cette méthode est adaptée aux eaux ayant une salinité inférieure à celle de l'eau de mer (*Figure 32*).

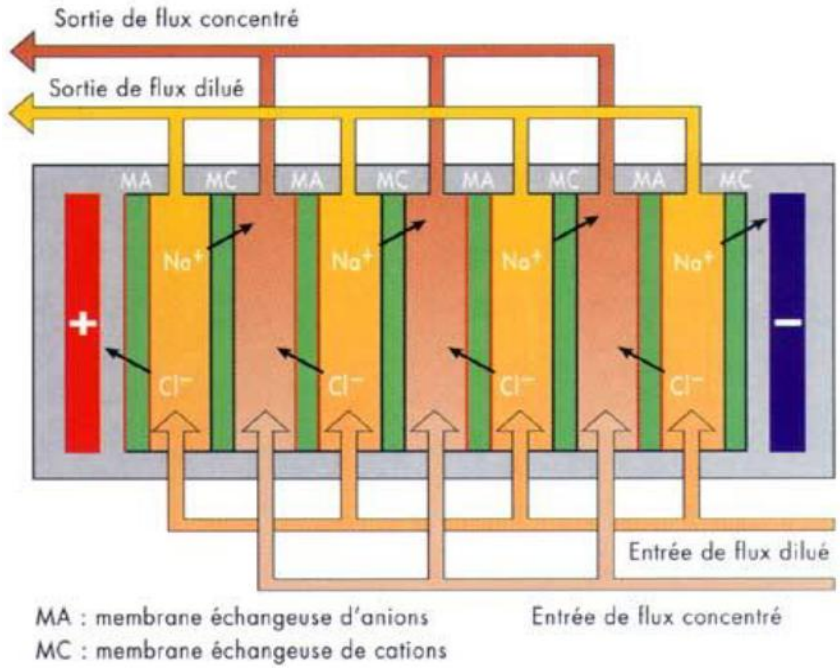


Figure 32 : Dessalement par électrodialyse [47]

4.2.3 La distillation membranaire

La distillation membranaire (MD) est à la fois un procédé thermique et un procédé membranaire. Elle peut produire de l'eau distillée de haute qualité en utilisant une membrane hydrophobe microporeuse pour séparer un compartiment d'alimentation et un compartiment de perméat. L'eau liquide est en contact avec la membrane mais ne la traverse pas en raison de son caractère hydrophobe. Seule la vapeur d'eau peut passer à travers les pores de la membrane. Il existe plusieurs types de distillation membranaire, qui se différencient principalement par le traitement des perméats. Les quatre configurations les plus couramment citées dans la littérature sont la distillation membranaire à contact direct (DCMD), la distillation membranaire à lame d'air (AGMD), la distillation membranaire sous vide (VMD) et la distillation membranaire à gaz de balayage (SGMD). La distillation membranaire est un procédé thermique qui fonctionne avec de faibles températures, de 40 à 90 °C [44] [45], par rapport aux autres procédés de distillation. La Figure 33 montre un schéma du procédé de distillation membranaire (MD), et plus précisément de la configuration AGMD. Ce système comprend un canal chaud, un canal froid, une membrane hydrophobe ainsi qu'un espace d'air (air gap). Le principe de fonctionnement de l'AGMD sera expliqué en détail dans les sections suivantes. Dans les années 2000,

les recherches sur la distillation membranaire (MD) ont diminué en raison du faible rendement du procédé. Récemment, la MD a de nouveau attiré l'attention en raison du progrès technologique dans la fabrication des membranes [46].

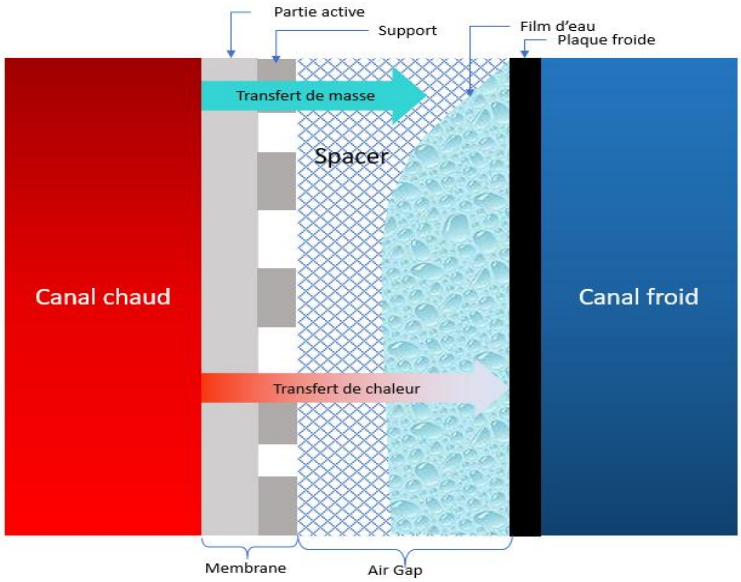


Figure 33: Procédé de dessalement par AGMD

4.2.4 Consommation d'énergie et coûts du dessalement

Pour compléter cette revue bibliographique sur les systèmes de dessalement et appuyer le choix de l'AGMD, une comparaison des performances et des coûts de production de l'eau est proposée. Les coûts et la consommation d'énergie dépendent des procédés, du type d'énergie utilisé et de la capacité de production. Comparer les coûts des différentes technologies est complexe en raison de plusieurs paramètres économiques. Les coûts locaux de l'énergie, la maintenance, la qualité de l'eau et la technologie utilisée influent sur le coût final. Bien que les études détaillées sur l'évaluation économique des systèmes de dessalement soient rares, des informations sur les coûts et la consommation d'énergie sont disponibles dans la littérature [47] [48] [49].

Les méthodes thermiques, représentant 25 % des usines, sont les plus énergivores : la méthode MSF consomme entre 19,6 et 27,3 kWh/m³, avec une moyenne de 22 kWh/m³ [46]. La méthode MED présente une consommation située entre 5 et 21,4 kWh/m³, plus typiquement entre 5 et 10,33 kWh/m³ [50] , tandis que la méthode MVC consomme entre 7 et 12 kWh/m³. En revanche, les méthodes basées sur des membranes, comme l'osmose inverse (2,5 à 3 kWh/m³) [51] et l'électrodialyse (2,7 à 11 kWh/m³) [52], sont nettement plus efficaces en termes énergétiques. Ces différences se traduisent également par des coûts variables : la méthode MSF atteint 1,07 $/m³, contre 0,76 $/m³ pour l'osmose inverse, la méthode la plus économique [51].

Les tendances actuelles montrent une adoption croissante des procédés à membranes (Figure 34), notamment de l'osmose inverse, en raison de leur faible consommation énergétique et de leur coût compétitif. Bien que les procédés thermiques comme MSF et MED restent adaptés à certaines conditions spécifiques (eaux très salées ou utilisation de chaleur résiduelle), leurs coûts élevés et leur empreinte énergétique limitent leur développement. L'amélioration continue des membranes et l'optimisation des procédés thermiques sont des axes prioritaires pour réduire davantage les coûts et la consommation énergétique dans l'industrie du dessalement [53]. Diaby et al [22] ont réalisé une comparaison des performances énergétiques et des coûts entre différentes techniques de dessalement ainsi que leur capacité de production, comme indiqué dans le Tableau 3. Comme il existe peu d'usines

fonctionnant avec le procédé de MD, les performances indiquées sont celles calculées dans la thèse de Diaby [55]. La SEC est élevée en comparaison avec les procédés les plus répandus que sont l'OI, la MED et la MSF. Néanmoins, la MD est le seul procédé capable de valoriser de la chaleur à faible température (inférieure à 100 °C).

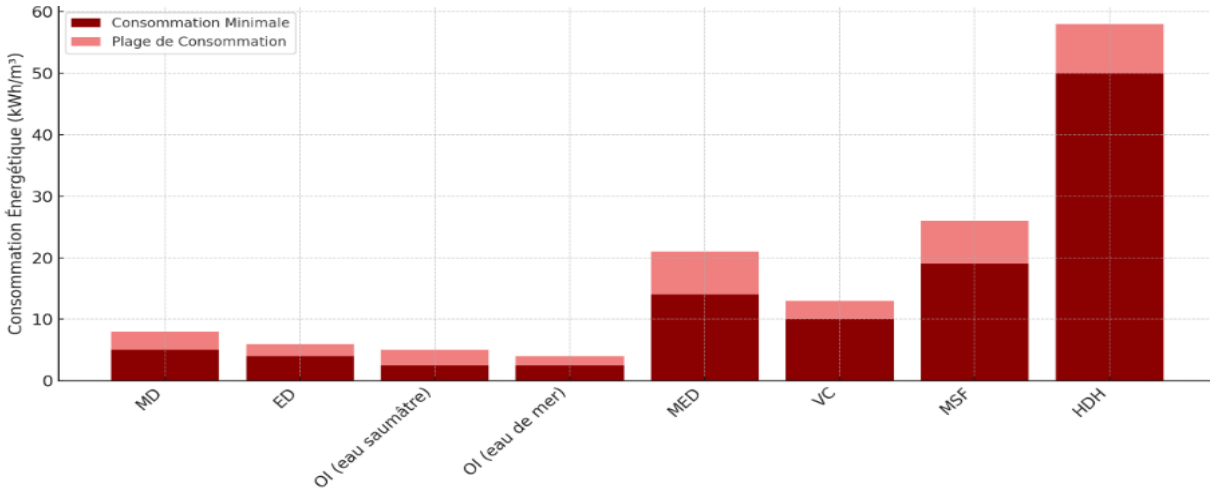


Figure 34 : Consommation d'énergie par méthode de dessalement [55]

Tableau 3 : Capacités de production, coûts, et types d'eau traitée par les usines de dessalement rencontrées dans la littérature [22] [55]

Procédés	Capacité (m^3/jour)	Coût ($/$m^3$)	SEC (kWh/m^3)	Type d'eau
MD	3,38 – 24	0,70 – 1,17	68,1 – 312,4	Eau de mer
ED	Petite capacité – grande capacité	0,60 – 1,05	2,7 – 11,0	Eau saumâtre
OI	Faible capacité 40	0,26 – 0,54 0,56 – 12,99	2,5 – 3,0	Eau saumâtre
OI	100000 – 320000 1000 – 60000	0,45 – 0,66 0,48 – 1,72	2,5 – 3,0	Eau de mer
MED	91000 – 320000 Moins de 100	0,52 – 1,01 2,00 – 8,00	5,0 – 21,4	Eau de mer
MVC	30000 1000	0,87 – 0,95 2,00 – 2,60	7,0 – 12,0	Eau de mer
MSF	23000 – 528000	0,56 – 1,75	19,6 – 27,3	Eau de mer
HDH	0,53 – 10,65	2,42 – 51,00	60,0 – 247,0	Eau de mer
FO	-	0,5 – 2,5	<OI	Eau de mer

4.3 Défis environnementaux du dessalement

Le dessalement de l'eau de mer est un processus qui a des implications environnementales. En plus de produire de l'eau de douce, il génère également un sous-produit appelé saumure, qui contient des niveaux élevés de sels. Malheureusement, cette saumure est souvent rejetée en mer, contribuant ainsi à la pollution des écosystèmes marins. Plus de 80 % de saumure produite par le dessalement finissent par se retrouver dans les océans, les rivières, les lacs et les zones humides [38].

La quantité de saumure produite par le dessalement d'eau de mer est très importante, dépassant les 150 millions de mètres cubes par jour. Les rejets de saumure peuvent entraîner des augmentations significatives de la salinité dans les zones côtières proches des points de déversement. À titre

d'exemple, dans la région de Carlsbad en Californie, Karen Lykkebo Petersen et al. a mis en évidence une augmentation de la salinité pouvant atteindre 2,7 unités au-dessus du niveau ambiant, s'étendant jusqu'à 600 m autour de la zone de rejet de saumure [54].

Les pays comme l'Arabie saoudite, les Émirats arabes unis, le Koweït et le Qatar sont particulièrement responsables de cette production. Si aucune mesure n'est prise pour rendre le processus de dessalement plus durable, les projections indiquent qu'en 2050, le volume de saumure pourrait atteindre 240 km^3/an, soit une augmentation considérable par rapport aux 40 km^3/an actuels. De plus, le dessalement contribue également aux émissions de gaz à effet de serre, avec une estimation de 400 millions de tonnes de dioxyde de carbone d'ici 2050, soit une quantité comparable aux émissions de CO_2 de la France en 2021 [38].

Pour faire face à ces défis environnementaux, il est crucial de développer des technologies de dessalement plus durables, de promouvoir le recyclage et la réutilisation de la saumure, et d'explorer des approches alternatives pour la gestion de ces rejets. Il est essentiel de mettre en place des politiques et des réglementations strictes pour réduire l'impact négatif du dessalement sur les écosystèmes marins et l'environnement global [38].

Dans cette section nous allons voir les principaux défis environnementaux liés au dessalement, en mettant l'accent sur trois aspects essentiels : le prétraitement de l'eau de mer, le post-traitement de l'eau distillée, ainsi que le rejet de saumure concentrée dans le milieu marin.

4.3.1 L'eau de mer

L'eau de mer est l'eau salée des mers et des océans de la Terre. On dit qu'elle est « salée » parce qu'elle contient des substances dissoutes, les sels, constitués d'ions, principalement des ions halogénures comme l'ion chlorure et des ions alcalins comme l'ion sodium. On trouve 30 à 40 g de sels dissous pour 1 kg d'eau de mer. L'eau salée s'oppose à l'eau douce, qui contient moins de 1 g de sels dissous par kilogramme. La masse volumique de l'eau de mer à la surface est d'environ 1025 kg/m^3, supérieure de 2,5 % à celle de l'eau douce (1000 $kg.m^{-3}$) à cause de la masse du sel et de l'électrostriction.

L'eau de mer est la matière première de l'usine de dessalement. Chacun peut observer ses changements de température, de limpidité d'un lieu ou d'un jour à l'autre ; les écarts de salinité sont moins connus or salinité, température et matières en suspension sont les paramètres majeurs du fonctionnement d'une unité de dessalement [50]. L'eau de mer est constituée à plus de 99,9 % de sels parmi les espèces dissoutes. La concentration en sels de l'eau de l'eau de mer varie d'une position géographique et d'une saison à une autre [55].

La concentration totale en sels dissous est appelée la salinité. La salinité totale des mers ouvertes sur les masses océaniques (Atlantique, Manche, Mer du Nord, Pacifique) est de l'ordre de 35 $g.L^{-1}$. Elle peut néanmoins subir des variations plus ou moins importantes suivant la position géographique, la profondeur et la température. Pour les mers fermées ou peu ouvertes, les valeurs de salinité peuvent être très différentes : 7 $g.L^{-1}$ en mer Baltique, 13 $g.L^{-1}$ dans la mer Caspienne, 20 $g.L^{-1}$ en mer Noire, 36 à 39 $g.L^{-1}$ en mer Méditerranée, 40 $g.L^{-1}$ dans la mer Rouge, 40 à 70 $g.L^{-1}$ dans le Golfe arabique et jusqu'à 270 $g.L^{-1}$ dans la mer Morte [56].

Il est à noter que les ions chlorure et sodium constituent environ 85% de la masse en sels présents dans l'eau de mer. C'est pourquoi les solutions synthétiques d'eau de mer sont souvent des solutions de NaCl. Il ne faut, toutefois, pas négliger les autres ions tels que les bicarbonates, les ions calcium et les sulfates qui peuvent contribuer au colmatage par entartrage dans les procédés

membranaires [57]. L'Organisation Mondiale de la Santé a défini des normes de potabilité pour l'eau concernant le taux en sels : la salinité globale doit être inférieure ou égale à 1000 $mg.L^{-1}$ et la teneur en chlorure doit être inférieure ou égale à 250 $mg.L^{-1}$. En prenant comme référence l'eau de mer standard, cela équivaut à une élimination de 97,1 % pour les sels totaux et de 98,7% pour les chlorures [55] comme montre le Tableau 4.

Tableau 4 : Composition de l'eau de mer [28]

Eau de mer	Standard		Méditerranée		Golfe arabique	
Salinité totale	35000 $mg.L^{-1}$	100 %	39000 $mg.L^{-1}$	100 %	45000 $mg.L^{-1}$	100 %
Sodium Na^+	10760	30,7 %	11973	30,7 %	13830	30,7 %
Magnésium Mg^{2+}	1294	3,7 %	1443	3,7 %	1660	3,7 %
Calcium Ca^{2+}	412	1,2 %	468	1,2 %	530	1,2 %
Potassium K^+	387	1,1 %	429	1,1 %	497	1,1 %
Chlorure Cl^-	19353	55,3 %	21567	55,3 %	14900	55,3 %
Sulfates SO_4^{2-}	2712	7,7 %	3003	7,7 %	3500	7,7 %
Bicarbonates HCO_3^-	142	0,4 %	156	0,4 %	182	0,4 %
Bromures Br^-	67	0,2 %	78	0,2 %	86	0,2 %

Les gaz dissous dans l'eau de mer sont de l'azote (64%) et de l'oxygène (34%). Les concentrations diminuent lorsque la température et la profondeur augmentent. La proportion de dioxyde de carbone est 60 fois plus forte dans la mer que dans l'air (1,8%) [27]. Les océans constituent le réservoir de carbone organique le plus important sur Terre. La majeure partie de ce carbone organique des océans est présente sous forme dissoute (à plus de 90%) et l'autre partie est dite sous forme particulaire. La fraction particulaire est définie comme la fraction retenue sur une membrane ayant des pores de diamètre de 0,2 à 1,0 µm. Dans la pratique, une taille de 0,45 µm est la plus souvent utilisée [58].

4.3.2 Prétraitement de l'eau de mer

Le prétraitement de l'eau de mer diffère en fonction du procédé de dessalement utilisé, qu'il s'agisse de la distillation membranaire (MD) ou de l'osmose inverse (OI). Ces distinctions sont dues aux sensibilités spécifiques des membranes et aux exigences de performance :

- Osmose inverse (OI) : Les membranes d'OI sont particulièrement sensibles au colmatage et à l'encrassement causés par les particules, micro-organismes, composés organiques et sels dissous. Cela nécessite un prétraitement approfondi pour garantir une alimentation en eau propre, éviter les dégradations et préserver les performances.

- Distillation membranaire (MD) : Les membranes hydrophobes de la MD, qui n'interagissent qu'avec les vapeurs d'eau, sont moins sujettes au colmatage. Toutefois, il est nécessaire de prévenir l'accumulation de sels et de limiter les dépôts par entartrage thermique.

Le prétraitement conventionnel repose sur plusieurs étapes clés :

1. Chloration :
    - Désinfecte l'eau pour prévenir le biocolmatage.
    - OI : Suivi d'une déchloration stricte au métabisulfite de sodium pour protéger les membranes polymères sensibles.
    - MD : Désinfection moins critique, mais parfois nécessaire pour éviter les dépôts organiques.
2. Acidification :
    - Réduire le pH (5-7) pour prévenir la précipitation des sels comme le carbonate de calcium.
    - OI : Essentielle pour limiter les dépôts minéraux.
    - MD : Requise pour éviter l'entartrage thermique.

3. Coagulation/Floculation :
    - Neutralise les particules colloïdales grâce à des coagulants (chlorure ou sulfate ferrique) et forme des flocs avec des polymères anioniques.
    - OI : Cruciale pour une filtration efficace.
    - MD : Généralement moins utilisée, sauf en cas de forte turbidité (teneur d'un fluide en matières qui le troublent).
4. Flottation :
    - Utilise de fines bulles d'air pour éliminer les particules légères et organiques, particulièrement utile lorsque la qualité de l'eau brute (chargée en ions) est mauvaise.
5. Filtration :
    - Retient les particules > 0,5-1 mm et réduit le SDI (Silt Density Index).
    - OI : Requiert une filtration fine avec filtres multimédias ou cartouches.
    - MD : Filtration mécanique plus simple, suffisante pour la nature des membranes MD.
6. Antitartres :
    - Empêchent la précipitation des sels dissous (carbonates, sulfates).
    - OI et MD : Indispensables pour préserver les performances des membranes et des surfaces d'échange thermique.

Pour pallier les limitations du prétraitement conventionnel, des procédés membranaires comme la microfiltration (MF) et l'ultrafiltration (UF) sont utilisés pour améliorer la qualité de l'eau d'alimentation :

- Microfiltration (MF) : Retient les matières colloïdales et bactéries avec des pores de 0,1-10 µm. Configuration courante : membranes à fibres creuses, permettant des taux de récupération > 90 %.

- Ultrafiltration (UF) : Capture des particules encore plus petites (colloïdes, bactéries, virus) avec des pores de 0,01 µm et une pression de fonctionnement de 0,2-2 bars.

Ces techniques garantissent une séparation efficace, réduisant les risques de colmatage.

Dans certains cas spécifiques, il existe des techniques de prétraitement avancées.

1. La coagulation utilise du chlorure de fer ($FeCl_3$) pour réduire les pertes de perméabilité en UF et limiter les lavages chimiques des membranes d'OI. Cependant, des résidus métalliques peuvent endommager les membranes.

2. L'adsorption au charbon actif granulaire (GAC) élimine les constituants organiques et désinfectants résiduels (chlore, chloramines) mais peut favoriser la croissance bactérienne ou produire des particules susceptibles d'encrasser les membranes.

Le prétraitement pour la distillation membranaire est généralement plus simple et moins coûteux que pour l'osmose inverse, grâce à la résistance des membranes MD au colmatage. L'OI exige un prétraitement plus rigoureux pour protéger ses membranes et garantir une performance optimale, notamment lorsque la qualité de l'eau brute est médiocre.
Ainsi, bien que le prétraitement conventionnel soit encore largement utilisé, les procédés membranaires comme la MF et l'UF s'imposent de plus en plus pour répondre aux défis liés aux systèmes d'osmose inverse et améliorer leur durabilité (Tableau 5).

Tableau 5 : Comparaison des prétraitements pour OI et MD

Aspect	Osmose inverse (OI)	Distillation membranaire (MD)
Coût du prétraitement	Élevé (multiples étapes nécessaires)	Modéré (prétraitement simplifié)
Complexité	Elaboré avec contrôles stricts	Plus simple, adapté aux variations
Consommables	Coagulants, antitartres, désinfectants	Principalement antitartres

4.3.3 Post-traitement de l'eau distillée

L'eau distillée est théoriquement pure, mais en pratique, elle contient des traces de sels dissous, généralement entre 20 et 80 $mg.L^{-1}$, en raison d'entraînements de gouttelettes d'eau liquide lors de la vaporisation. Ces niveaux, bien inférieurs aux recommandations de l'OMS, nécessitent souvent une reminéralisation pour atteindre une teneur en sels dissous proche de 300 $mg.L^{-1}$, conforme aux normes de potabilité [59].

Cette reminéralisation peut être réalisée par l'ajout de réactifs ou le mélange avec des eaux saumâtres, permettant ainsi de réduire les coûts tout en valorisant les ressources locales. La qualité de l'eau produite dépend de ses usages finaux (eau potable, irrigation, etc.) et doit respecter les standards nationaux ou internationaux. Par exemple, pour une utilisation potable, il est crucial d'éliminer les ions toxiques tels que le bore [60]

Les paramètres de qualité couvrent des aspects esthétiques, physico-chimiques et microbiologiques, essentiels pour garantir la sécurité et l'acceptabilité de l'eau :

1. Paramètres organoleptiques :
    - Couleur : Peut-être causée par des impuretés minérales (fer) ou organiques (acides humiques). L'ozonation permet d'éliminer ces colorations et les matières organiques indésirables.
    - Saveur et odeur : Provenant de substances volatiles comme le chlore, les sulfures, ou la décomposition organique, elles doivent être neutres pour une bonne acceptabilité.
    - Turbidité : Altère l'aspect esthétique et peut affecter la sécurité microbiologique. Une filtration ou microfiltration est recommandée pour atteindre une turbidité < 0,5 NFU.
2. Paramètres physico-chimiques :
    - pH : Détermine l'acidité ou l'alcalinité de l'eau, influençant la solubilité des sels et la stabilité chimique.
    - Température : Varie selon la source (2-30 °C), influençant la solubilité des gaz et sels, ainsi que la conductivité.
    - Conductivité électrique : Reflète la minéralisation, avec des valeurs élevées pour les eaux dures et basses pour les eaux douces.
    - Chlorures et sulfates : Naturellement présents, leurs concentrations augmentent parfois avec des influences maritimes ou industrielles.
3. Paramètres microbiologiques :
    - Garantissent l'absence de pathogènes (bactéries, virus, parasites) et constituent un critère prioritaire pour la potabilité.
4. Substances indésirables et toxiques :
    - Les substances indésirables (fluor, nitrates, nitrites) sont tolérées en faibles quantités.
    - Les substances toxiques (pesticides, métaux lourds) doivent être maintenues à des seuils extrêmement faibles pour éviter tout risque sanitaire.

L'eau distillée obtenue par AGMD doit être ajustée pour répondre aux normes de potabilité :

1. Dosage de dioxyde de carbone et de chaux : Permet d'ajuster le pH et l'indice de saturation de Langelier pour rendre l'eau non corrosive.
2. Corrections de corrosivité : Essentielles pour prévenir les interactions avec les matériaux des réseaux de distribution.

Cette gestion rigoureuse des paramètres garantit une eau conforme aux standards de santé et aux attentes des consommateurs, tout en s'adaptant aux usages spécifiques comme la consommation ou l'irrigation.

4.3.4 Rejet de saumure concentrée

Pour faire face aux défis environnementaux du dessalement, il est crucial de développer des technologies de dessalement plus durables, de promouvoir le recyclage et la réutilisation de la saumure, et d'explorer des approches alternatives pour la gestion de ces rejets. Il est également essentiel de mettre en place des politiques et des réglementations strictes afin de réduire l'impact négatif du dessalement sur les écosystèmes marins et l'environnement global [61].

La sélectivité d'une membrane est en général définie par le taux de rejet (rétention) de l'espèce (sel, macromolécule, particule) que la membrane est censée de retenir : Le soluté de référence est souvent le chlorure de sodium (NaCl).

La distillation membranaire présente les intérêts d'être, d'une part, performante pour concentrer l'eau de mer contenant jusqu'à 300 kg/m^3 de sel (pour 50 kg/m^3 seulement pour l'osmose inverse) et, d'autre part, de nécessiter de l'énergie sous forme thermique, ce qui permet l'utilisation des énergies solaire, géothermale et la récupération d'énergie thermique perdue [47,51].

La distillation membranaire a été appliquée pour des salinités élevées jusqu'à 220 $g.L^{-1}$ de sels ou 80 % de la saturation et permet de produire un distillat de très bonne qualité, les rendements sur les sels peuvent atteindre 99 à 100 % dans la plupart des cas. Une salinité de 2 à 10 $mg.L^{-1}$ peut être attendue pour le perméat. La mesure de la conductivité électrique permet de vérifier la faible concentration du sel dans le perméat (rétention en sels supérieure à 99,9 % quelles que soient les conditions opératoires).

La reminéralisation de l'eau se fait en deux étapes : la première est concernée par un dosage de dioxyde de carbone (CO_2) fluide et la seconde par un dosage de la chaux $Ca(OH)_2$. Ces dosages permettent d'augmenter le pH et l'indice de saturation de Langelier à la gamme désirée donnant une eau « non agressive » pour la distribution et la consommation humaine [62]. Lorsqu'on utilise la chaux pour l'ajustement final du pH d'une eau claire avant le refoulement, il y a intérêt à utiliser un saturateur de chaux qui retient les impuretés et fournit une eau de chaux limpide, alors qu'un lait de chaux confère toujours à l'eau une turbidité dont l'intensité dépend de la qualité du degré de pureté du produit commerciale et de la dose de chaux nécessaire [62].

4.4 Conclusion sur le dessalement

Le dessalement de l'eau de mer repose sur différentes techniques, incluant les procédés thermiques et à membrane (osmose inverse, électrodialyse…), ainsi que des configurations combinant ces technologies (MD). Les procédés technologiquement matures et largement utilisés à l'échelle industrielle tels que les distillations multiple-effet et multi-flash ne peuvent pas se coupler avec des petits systèmes de récupération de chaleur à l'échelle locale. Bien que l'osmose inverse (OI) soit

actuellement la méthode la plus répandue, avec une consommation énergétique de 2,5 à 3 kWh/m³ (Diaby et al. [63]), elle n'est pas adaptée à la récupération de chaleur fatale.

La distillation membranaire (MD) regroupe plusieurs techniques : DCMD, AGMD, VMD et SGMD. Ce procédé fonctionne à basse température et pression, ce qui la rend intéressante en présence de chaleur fatale à faible température, lorsqu'elle est couplée à une pompe à chaleur. Parmi les différentes configurations, l'AGMD se distingue par sa simplicité de mise en œuvre et sa réduction du risque de mouillage, tout en limitant les pertes thermiques grâce à la présence d'un air gap [22,64]. Des études ont montré qu'elle offre un flux de perméat d'environ 23 $kg.m^{-2}.h^{-1}$ à 70 °C [65].

La DCMD se distingue d'une polarisation thermique importante ; c'est-à-dire une baisse de température à côté de la membrane réduisant le gradient de pression de vapeur, ce qui limite son efficacité.

La VMD, quant à elle, présente de meilleures performances en termes de flux, mais reste vulnérable au mouillage.

La SGMD donne une meilleure gestion des pertes thermiques, mais avec un flux de perméat plus faible.

Bien que la PGMD puisse générer un flux supérieur [66], l'AGMD a été retenue dans notre étude en raison de sa conception plus simple, plus compacte et facilement intégrable à une application expérimentale. En vue d'un couplage avec une machine thermodynamique, deux critères ont guidé le choix technologique : la réduction de la consommation énergétique et la facilité de récupération de chaleur fatale. À l'issue de la comparaison, l'AGMD apparaît comme la configuration la plus appropriée, grâce à son rendement énergétique et à la facilité d'obtention du perméat par gravité.

Enfin, l'AGMD présente plusieurs avantages supplémentaires : elle est compatible avec une large plage de températures (30 à 90 °C), peu sensible à la concentration en sels (Diaby et al. [64]) et peut être intégrée à des systèmes zero liquid discharge (ZLD). Eventuellement la MD peut être mise en place à la sortie d'une usine l'osmose inverse. Cette combinaison permettrait non seulement un dessalement plus poussé, mais également une réduction significative des rejets de saumure, contribuant à la préservation de l'environnement marin.

5 Conclusion du premier chapitre

Face aux effets combinés du changement climatique, de la croissance démographique et de l'intensification des usages, les tensions sur les ressources en eau et en énergie s'accentuent à l'échelle mondiale. Ces évolutions imposent une réflexion approfondie sur des solutions capables de renforcer la résilience des systèmes hydriques tout en limitant leur dépendance aux ressources énergétiques conventionnelles. Dans ce contexte, le dessalement de l'eau de mer s'impose comme une option technologique incontournable, en particulier dans les régions confrontées à une raréfaction structurelle de l'eau douce.

Les procédés de dessalement actuellement déployés à grande échelle, tels que l'osmose inverse et les procédés thermiques conventionnels (MED, MSF), ont atteint un haut niveau de maturité industrielle et présentent des performances éprouvées. Toutefois, leur mise en œuvre reste associée à des contraintes importantes, notamment en termes de consommation énergétique, de complexité des systèmes de prétraitement et d'intégration avec des sources d'énergie alternatives ou fatales.

Dans ce cadre, la distillation membranaire, et plus particulièrement la distillation membranaire à gradient de température de type AGMD (Air Gap Membrane Distillation), apparaît comme une voie complémentaire pertinente plutôt qu'une technologie concurrente directe des procédés dominants. L'intérêt de l'AGMD réside principalement dans sa capacité à fonctionner avec des températures modérées, généralement comprises entre 40 °C et 90 °C, ce qui permet son alimentation par des sources de chaleur, telles que la chaleur fatale issue des systèmes de climatisation, des procédés industriels ou de capteurs solaires thermiques.

Par ailleurs, l'AGMD se distingue par une simplicité de mise en œuvre et une conception modulaire, reposant sur des matériaux polymériques courants, peu coûteux et résistants à la corrosion., cette technologie nécessite moins de prétraitement de l'eau d'alimentation, en raison de son insensibilité relative à la salinité et à la pression osmotique, ce qui constitue un avantage notable pour le traitement d'eaux de mer ou d'eaux fortement concentrées.

Ainsi, sans se substituer aux technologies de dessalement largement industrialisées, l'AGMD s'inscrit comme une solution prometteuse dans des configurations spécifiques, notamment lorsqu'elle est intégrée à des systèmes de valorisation de l'énergie fatale. Le couplage entre climatisation et dessalement ouvre des perspectives intéressantes pour améliorer l'efficacité globale des systèmes énergétiques et hydriques, en particulier dans les zones à forte demande de refroidissement et à stress hydrique élevé. Cette approche justifie l'intérêt porté à l'AGMD dans les développements récents, et motive son étude approfondie dans les chapitres suivants.

Chapitre 2 : Etat de l'art de la distillation membranaire

1 Introduction

Ce chapitre présente en détails le principe de la distillation membranaire (MD, pour membrane distillation en anglais), une technologie innovante de dessalement et de traitement de l'eau, reposant sur le transfert de vapeur à travers une membrane microporeuse et hydrophobe sous l'effet d'un gradient de pression de vapeur. Tout d'abord, les indicateurs de performance appliqués à la MD afin d'être en mesure de comparer les systèmes entre eux de manière objective.

Les principales configurations de MD, telles que la distillation à contact direct (DCMD, pour direct contact membrane distillation), à lame d'air (AGMD, pour air gap membrane distillation), sous vide (VMD, pour vacuum membrane distillation) ou avec gaz de balayage (SGMD), pour sweeping gas membrane distillation), sont ensuite détaillées. De récents travaux ont permis le développement de nouvelles variantes, telles que la distillation membranaire à lame perméable (PGMD, pour permeate gap membrane distillation) ou à effets multiples sous vide (V-MEMD, pour vacuum multiple-effect membrane distillation). Une comparaison des avantages et inconvénients ainsi que des performances de tous les procédés est menée.

Enfin, les caractéristiques des membranes de MD sont minutieusement étudiées à partir des travaux de recherche de la bibliographie.

Chaque méthode offre des avantages spécifiques, comme une efficacité thermique ou une réduction des risques de mouillage, tout en présentant certaines limites, notamment des pertes énergétiques ou des conceptions complexes. Ces progrès mettent en évidence l'importance d'optimiser les membranes et les configurations pour relever les défis actuels du dessalement.

2 Indicateurs de performance de la distillation membranaire

Les membranes utilisées dans les systèmes de distillation membranaire sont évaluées selon plusieurs indicateurs de performance, permettant de caractériser leur efficacité. Parmi les paramètres les plus couramment utilisés dans la littérature, on trouve des éléments comme le taux de rejet des sels, le Gain Output Ratio (GOR), le Specific Energy Consumption (SEC) déjà abordé dans la section 4.2.4, le Specific Electric Energy Consumption (SEEC), le Specific Thermal Energy Consumption (STEC), ainsi que le flux de perméat [18] [67] [68]. Parmi ces indicateurs, le Gain Output Ratio (GOR) sera utilisé dans le chapitre expérimental, tandis que les autres indicateurs pourront être utilisés pour les analyses numériques.

2.1 Taux de rejet des sels

Le taux de rejet (Equation (*1*)) des sels évalue l'efficacité d'une membrane à éliminer les sels présents dans l'eau, en pourcentage, dans un système de distillation membranaire à contact direct (DCMD) utilisant une membrane en polyéthylène, des taux de rejet allant jusqu'à 98 %, Des membranes électrofilées en PVDF utilisées en distillation membranaire à air gap (AGMD) ont démontré des taux de rejet supérieurs à 98 % [69] [70]**.**

Il représente la différence entre la concentration en sels du perméat (c_{per}) et celle du retentât (c_{ret}), exprimée par une relation proportionnelle.

$$Taux\ de\ rejet\ (\%) = \left(1 - \frac{c_{per}}{c_{ret}}\right) \times 100 \qquad (1)$$

2.2 GOR (Gain Output Ratio)

Le GOR évalue l'efficacité thermique d'un système de dessalement thermique. C'est le rapport entre l'énergie utilisée pour vaporiser l'eau et l'énergie thermique fournie au système, les valeurs du GOR pour la distillation membranaire à air gap (AGMD) varient en fonction des conditions opératoires, de la conception du module et de l'intégration énergétique. Sa valeur peut varier entre 3 et 7 pour la MD [71]. La valeur du GOR pour un AGMD est de 7,1 d'après Geng et al. [72,73].

$$GOR = \frac{\dot{m}_{per} \cdot \Delta h_{vap}}{E_{fournie}} \quad (2)$$

Avec :
$\dot{m}_{per}$: Débit massique de perméat (kg.s^{-1})
Δh_{vap} : Chaleur latente de vaporisation de l'eau (J.kg^{-1})
$E_{fournie}$: Énergie thermique fournie au système (W)

2.3 SEC (Specific Energy Consumption)

Le SEC représente la quantité d'énergie utilisée pour produire un mètre cube de perméat, quantifiant l'efficacité énergétique globale du processus.

$$SEC = \frac{E_t}{V_{per}} \quad (3)$$

Avec :

- E_t : Énergie totale consommée (kWh)
- V_{per} : Volume de perméat produit (m³)

2.4 SEEC (Specific Electric Energy Consumption)

Le SEEC représente la quantité d'énergie électrique utilisée pour produire un mètre cube de perméat, quantifiant l'efficacité énergétique globale du processus.

$$SEEC = \frac{E_{elec}}{V_{per}} \quad (4)$$

Avec :

- E_{elec} : Énergie électrique consommée (kWh)
- V_{per} : Volume de perméat produit (m³)

2.5 STEC (Specific Thermal Energy Consumption)

Le STEC évalue la quantité d'énergie thermique utilisée pour produire un mètre cube de perméat.

$$STEC = \frac{E_{thermique}}{V_{per}} \quad (5)$$

2.6 Flux de vapeur et flux de perméat

Le flux de vapeur (en kg.m^2.s^{-1} ou en kg.m^2.h^{-1}) correspond à la quantité de vapeur d'eau traversant la membrane par unité de surface membranaire et de temps. Le flux de perméat représente la quantité

d'eau distillée produite par l'unité. En régime permanent, la quantité de vapeur d'eau condensée est égale à la quantité de perméat sortant de l'air gap. Comme décrit dans l'équation 6, le flux de vapeur est égal au flux de perméat.

$$J_v = J_{per} = \frac{m_{per}}{A \cdot t} \qquad (6)$$

Avec :

- m_{per}: Masse de perméat produit (kg)
- A : Surface membranaire (m^2)
- t : Temps de fonctionnement (h)

3 Différentes variantes du procédé de distillation membranaire

3.1 La distillation membranaire à contact direct (DCMD)

Dans la distillation membranaire à contact direct, à la fois le liquide d'alimentation et le fluide condensé (l'eau douce, plus froide que l'eau d'alimentation) sont en contact direct avec la membrane, chacun de leur côté (*Figure 35*). L'évaporation du liquide d'alimentation (généralement de l'eau) se produit à l'interface entre le liquide chaud et la membrane, tandis que la vapeur traverse la membrane et se condense à l'interface entre la membrane et le liquide froid. Le mouvement de la vapeur est induit par la différence de pression créée par le gradient de température entre les deux compartiments.

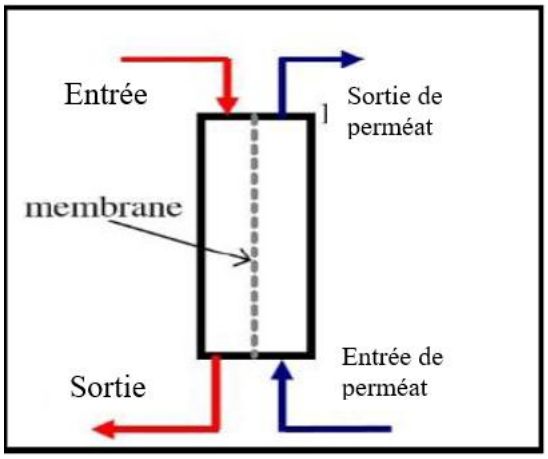


Figure 35 : Schéma de principe de la DCMD

3.2 La distillation membranaire à air-gap (AGMD)

Dans cette méthode, une lame d'air est insérée entre la membrane et l'interface de condensation (Figure 36). La vapeur d'eau traverse les pores de la membrane, puis la lame d'air, pour enfin se condenser au contact d'une surface froide. Le distillat est recueilli par effet de la gravité. La présence de l'air gap ajoute une résistance supplémentaire aux transferts de chaleur et de masse. L'AGMD se distingue par ses faibles pertes thermiques et son risque réduit de colmatage et de mouillage. Un spacer (ou espaceur) en polymère est utilisé pour créer l'intervalle d'air. Les caractéristiques des membranes seront détaillées dans la partie 3 de ce chapitre.

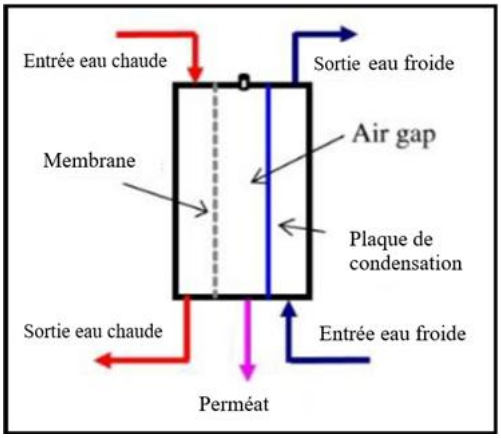


Figure 36 : Schéma de l'AGMD

3.3 La distillation membranaire sous vide (VMD)

Dans la méthode de distillation membranaire sous vide, un vide est formé du côté opposé à celui du liquide d'alimentation (côté perméat) (Figure 37). Dans cette partie, le volume est soumis à une aspiration au vide à l'aide d'une pompe à vide. La pression induite par le vide doit être inférieure à la pression de saturation du liquide, ce qui favorise l'évaporation des molécules du liquide à l'interface entre le liquide chaud et la membrane. Dans ce procédé, la condensation se fait à l'extérieur du module membranaire.

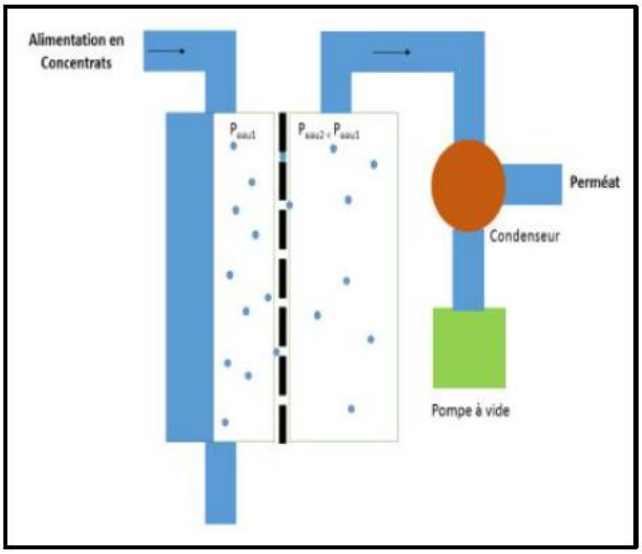


Figure 37 : Schéma de la VMD

3.4 La distillation membranaire à gaz de balayage (SGMD)

Dans cette méthode, un gaz inerte froid balaye la membrane du côté perméat et transporte la vapeur produite (Figure 38). De manière similaire à la VMD, la pression du côté perméat est maintenue inférieure à la pression de saturation du liquide, permettant ainsi aux molécules du liquide de s'évaporer à l'interface entre le liquide chaud et la membrane, puis de traverser les pores de la membrane vers le côté perméat. La condensation dans ce processus se produit à l'extérieur du module membranaire.

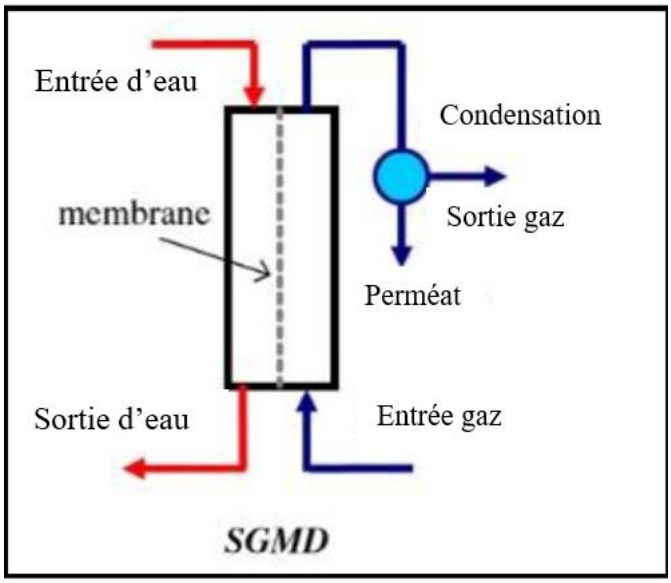


Figure 38 : Schéma de la SGMD

3.5 Récentes avancées dans les configurations de MD et comparaison des variantes

Cette section montre un aperçu de chacune de ces nouvelles configurations MD [74]. Lorsqu'il s'agit de relever les défis actuels liés aux MD, deux aspects sont pris en compte : la conception des membranes et la configuration des modules. Comme indiqué précédemment, les progrès dans le domaine des matériaux de membranes de MD ne peuvent pleinement bénéficier que si l'on accorde également une attention particulière à la conception des modules et des configurations. La plupart des nouvelles configurations et des améliorations visent à augmenter l'efficacité énergétique et le flux de vapeur. Parmi les exemples de configurations MD modifiées, citons la distillation par membrane à lame d'air matérielle (MGMD) [75], la distillation par membrane à lame d'air sous vide (vacuumed air gap membrane distillation VAGMD) ou AGMD subatmosphérique [76] [77], la distillation par membrane immergée (submerged membrane distillation SMD) [78], la distillation par membrane à lame conductrice (CGMD), la distillation par membrane à lame perméable ou à lame liquide (PGMD ou LGMD), la VMD à alimentation par flash, la DCMD sous vide et la distillation par membrane à effets multiples sous vide (V-MEMD) [74]. Parmi ces configurations, la V-MEMD et la PGMD/LGMD ont déjà été introduites sur le marché. La V-MEMD est une variante de la configuration VMD dans laquelle le vide est appliqué à plusieurs étapes et effets, similaire au processus conventionnel de distillation à effets multiples (MED).

3.6 Comparaison des variantes

Le Tableau 6 présente un aperçu des avantages et des inconvénients de différentes configurations de distillation. Chaque technologie possède des caractéristiques distinctes qui la rendent plus ou moins adaptée à certains contextes d'application. Comme évoqué précédemment, l'AGMD se démarque par sa simplicité et un flux de perméat moyen. Les flux de perméat des nouvelles configurations de MD ne sont pas encore bien établis car les systèmes sont à l'état de prototype. Les performances annoncées sont néanmoins plus élevées que la moyenne des quatre configurations les plus utilisées. Cependant, les variantes ont comme principaux inconvénients d'apporter de la complexité au système et de présenter un coût a priori plus élevé.

Tableau 6 : Avantages, inconvénients et flux de perméat des techniques de distillation membranaire

Configuration	Avantages	Inconvénients	Flux de perméat
AGMD Air gap	- Efficacité thermique élevée grâce à la présence d'un air gap - Flux de perméat important - Faible perte thermique par conduction - Possibilité de récupération de chaleur - Pas de mouillage côté perméat [66]	- Relativement faible flux de perméat - L'air gap augmente la résistance au transfert de chaleur	- Entre 6 et 25 $kg.m^{-2}.h^{-1}$ [53][66]
DCMD Direct contact	- Facilité d'utilisation [75]	- Pertes de chaleur par conduction élevées à travers la membrane - Risque accru de mouillage de la membrane	- Entre 10 à 40 $kg.m^{-2}.h^{-1}$ [49]
SGMD Sweeping gas	- Le gaz de balayage améliore le transfert de masse du côté du perméat - Pas de mouillage côté perméat [66] - Faible perte de conductivité à travers la membrane	- Conception complexe des modules - Récupération de chaleur difficile [66] - Prétraitement du gaz de balayage est nécessaire [66]	- Entre 5 à 20 $kg.m^{-2}.h^{-1}$ [53]
VMD Vacuumed	- Flux de perméat élevé	- Risque accru de mouillage de la membrane - Consommation énergétique supplémentaire de la pompe - Récupération de la chaleur difficile	- Entre 15 à 60 $kg.m^{-2}.h^{-1}$ [79]
MGMD Material gap	- Module compact et efficace [74]	- Conception plus complexe et coût plus élevé	- Non connu
VAGMD Vacuum air gap	- Amélioration de l'efficacité thermique grâce à la variation de pression [74]	- Risque de stabilité du système à contrôle	- Non connu
SMD Submerged	- Design simplifié avec une bonne efficacité énergétique [74]	- Moins de flexibilité pour certaines applications	- Non connu
CGMD Conductive gap	- Refroidissement direct du condensat permettant des pertes thermiques moindres [74]	- Complication du système de récupération de chaleur	- Non connu
PGMD Permeate gap	- Performance stable à diverses températures [74]	- Débit de perméat plus faible par rapport à d'autres configurations	- Non connu
LGMD Liquid gap	- Meilleur contrôle de l'évaporation grâce à un liquide intermédiaire [74]	- Complexité de gestion du liquide de couplage	- Non connu
V-MEMD Vacuum multiple effect	- Très haute efficacité énergétique avec récupération optimisée de chaleur [80]	- Technologie encore peu répandue, coûts élevés	- Non connu

4 Caractéristiques des membranes de MD

Les caractéristiques des membranes, telles que la mouillabilité, la porosité, la taille des pores, l'épaisseur, la tortuosité et la conductivité thermique, sont fondamentales pour déterminer la performance d'un système de distillation membranaire [81].

4.1 Matériaux et compositions

Les membranes microporeuses hydrophobes (non mouillantes) sont utilisées dans le processus de distillation membranaire. En général, les membranes utilisées dans le système MD doivent avoir une faible résistance au transfert de masse et une faible conductivité thermique pour garder un gradient thermique important. De plus, la membrane doit avoir une bonne stabilité aux températures extrêmes ; pour notre cas, entre 40 °C et 90 °C, et haute résistance aux produits chimiques et avoir un caractère hydrophobe.

L'hydrophobicité est essentielle pour le maintien de l'efficacité dans la distillation membranaire, la stabilité chimique garantit que les membranes peuvent résister à l'exposition aux solvants et autres produits chimiques corrosifs, tandis que la stabilité thermique est vitale pour les applications à haute température [81].

Les matériaux les plus souvent utilisés pour les membranes MD sont le polytétrafluoroéthylène (PTFE), le polypropylène (PP) ou le polyfluorure de vinylidène (PVDF) [82].

- **Polytétrafluoroéthylène (PTFE) :** PTFE, ou Téflon, présente une très bonne résistance aux produits chimiques. Les membranes en PTFE sont mécaniquement résistantes, démontrent une forte hydrophobicité et une performance stable même dans des conditions de température et de pression extrêmes [83].
- **Polypropylène (PP) :** Les membranes PP présentent une bonne robustesse mécanique et une bonne résistance chimique à un coût économique. Bien qu'elles offrent une hydrophobicité moindre comparée au PTFE, le PP est souvent utilisé dans les contextes où les contraintes budgétaires sont un facteur clé [84].
- **Polyfluorure de Vinylidène (PVDF) :** Reconnues pour leurs stabilité thermique et chimique ainsi que leur résistance aux UV, les membrane PVDF sont fréquemment utilisées dans des applications exigeant une très forte durabilité. Leurs capacités à être modifiées pour augmenter l'hydrophobicité en fait un choix privilégié pour les environnements agressifs [85].

Alkhudhiri et al [53] établissent dans leur revue bibliographique, la liste des membranes utilisées pour la MD. Les principales sont les membranes PTFE avec une porosité allant de 70 à 82 %, une épaisseur de 40 à 400 µm et un diamètre de pore généralement de 0,2 µm. Le *Tableau 7* synthétise les principales caractéristiques de chaque type de membrane.

Tableau 7 : Performance en fonction du type de membrane

Matériau	Hydrophobicité	Résistance Chimique	Résistance Thermique	Coût
PTFE	Très élevée	Très élevée	Très élevée	Élevé
PP	Élevée	Élevée	Moyenne	Modéré
PVDF	Très élevée	Très élevée	Très élevée	Élevé

4.2 Méthodes de fabrication

Deux méthodes de fabrication sont généralement utilisées : les membranes dites symétriques en PTFE et PP fabriquées par étirement et méthodes thermiques, et les PVDF (polyfluorures de vinylidène) fabriquées par la technique d'inversion de phase.

Étirement et Méthodes Thermiques : La technique d'étirement implique le chauffage du polymère à un point juste en dessous de son point de fusion, la température d'étirement généralement entre 150 °C et 327 °C [86], pour le PP (Polypropylène) typiquement entre 100 °C et 160 °C, des études ont préparé des membranes PVDF à des températures de solution de 20 °C à 60 °C, en utilisant différentes techniques d'inversion de phase[87], suivi par un étirement mécanique qui oriente les chaînes polymères. Cette orientation augmente la résistance mécanique et modifie les propriétés de perméabilité. Le polypropylène (PP) et le polytétrafluoroéthylène (PTFE) sont souvent fabriqués de cette manière pour augmenter leur hydrophobicité et leur stabilité structurelle. L'avantage de ces techniques réside dans leur capacité à produire des membranes avec des structures très régulières, ce qui est idéal pour les applications nécessitant une haute précision dans la taille des pores [87].

- Avantages : Production de membranes avec une distribution de taille de pore uniforme ; haute résistance mécanique.
- Inconvénients : Limitation dans la modification de la porosité ; processus potentiellement moins flexible pour différentes applications.

Inversion de Phase : La méthode d'inversion de phase est une technique largement utilisée pour la fabrication de membranes en polyfluorure de vinylidène (PVDF). Elle implique la dissolution du polymère dans un solvant approprié, suivie par la précipitation dans un bain non-solvant, ce qui conduit à la formation d'une structure poreuse. Cette technique permet de contrôler avec précision la porosité et la taille des pores en ajustant les paramètres du processus, tels que la composition du solvant, la température du bain et la vitesse de précipitation. Les membranes produites par inversion de phase sont particulièrement appréciées pour leur structure poreuse ouverte, qui améliore le transfert de masse en distillation membranaire [88].

- Avantages : Flexibilité élevée dans le contrôle des propriétés de la membrane ; idéal pour obtenir une grande variété de tailles de pores et de porosités.
- Inconvénients : Processus plus complexe et coûteux ; nécessite l'utilisation de solvants organiques, ce qui peut poser des problèmes environnementaux.

La méthode de fabrication influence directement les propriétés finales de la membrane, telles que son hydrophobicité, sa résistance chimique et thermique, et sa durabilité. Les membranes fabriquées par étirement tendent à avoir une meilleure résistance mécanique et une meilleure stabilité dimensionnelle, tandis que celles fabriquées par inversion de phase offrent une meilleure sélectivité et une capacité de flux supérieure grâce à leurs structures poreuses plus ouvertes [89]. Malgré leur forte hydrophobicité, ces membranes ne peuvent pas empêcher le mouillage lors d'opérations à long terme.

Les innovations continues dans les techniques de fabrication visent à améliorer la qualité et la fonctionnalité des membranes, en réduisant les coûts et en augmentant l'efficacité des processus de séparation [90], Patrick et al. [91] se sont intéressés aux membranes biosourcées en tant qu'alternatives durables aux polymères classiques utilisés en distillation membranaire. Leur étude examine différentes méthodes de fabrication telles que l'inversion de phase, le filage et l'électrofilage, adaptées à des matériaux comme les polyhydroxyalcanoates (PHA) ou certains polysaccharides. Ces membranes présentent une hydrophobicité suffisante, une résistance thermique adéquate et des taux de rejet des sels comparables à ceux des membranes synthétiques. Bien que des ajustements soient

encore nécessaires pour améliorer leurs propriétés mécaniques, les résultats montrent que les membranes biosourcées offrent un bon compromis entre performance technique et impact environnemental réduit.

Le phénomène de transfert de masse à travers la membrane est généré principalement par le gradient de pression de vapeur saturante et donc du gradient de température. Les caractéristiques de la membrane telles que : la mouillabilité, la porosité, la taille des pores, l'épaisseur, la tortuosité et la conductivité thermique, sont importantes pour son utilisation dans le cadre d'une distillation membranaire. Une compréhension approfondie de ces paramètres permet de concevoir des membranes qui répondent spécifiquement aux exigences de chaque application, maximisant ainsi l'efficacité tout en minimisant les coûts et les problèmes opérationnels [92].

4.3 Propriétés

4.3.1 Hydrophobicité et angle de contact

L'hydrophobicité d'une membrane est une caractéristique importante pour empêcher l'entrée de l'eau et permettre uniquement le passage des vapeurs à travers la membrane. La mesure de l'angle de contact, qui reflète l'hydrophobicité, est un indicateur clé : plus l'angle est élevé, moins la surface est mouillable. Des études montrent que des angles de contact supérieurs à 90° sont préférables pour les applications de distillation membranaire, car ils minimisent le risque de mouillage [92].

On distingue deux types de membranes hydrophobes [83]:

- **Les membranes totalement hydrophobes :** la membrane ne laisse pas passer le liquide et l'évaporation se fait immédiatement sur la surface en contact avec le liquide. (Cette propriété induit une prise en compte de l'effet de la mouillabilité sur la couche limite d'écoulement, une polarité de température et impacte l'épaisseur effective de la membrane, notions que nous aborderons dans une autre partie).
- **Les membranes hydrophiles :** le liquide est présent dans les pores de la membrane et l'évaporation se fait sur la face extérieure. Ce type de membrane est utilisé dans l'ultrafiltration, la nanofiltration ou l'osmose inverse, mais pas en distillation membranaire (MD).
- **Les membranes semi-hydrophiles** : également qualifiées d'hydrophiles modérées, représentent une classe intermédiaire entre les membranes hydrophobes et hydrophiles. Grâce à leur structure souvent bicouche ou à leur surface modifiée, elles visent à combiner les avantages des deux types de membranes. Ce compromis structurel permet de maintenir une bonne résistance au mouillage tout en améliorant certaines propriétés, comme la stabilité chimique ou la résistance au colmatage. De ce fait, elles suscitent un intérêt croissant dans le domaine de la distillation membranaire (MD), notamment dans les applications où le mouillage partiel ou les conditions extrêmes peuvent compromettre la performance des membranes classiques [94].

Le caractère hydrophile d'un matériau est un paramètre très important puisqu'il conditionne les interactions soluté-membrane. Dans de nombreuses applications, l'efficacité des membranes hydrophiles est supérieure à celle des membranes hydrophobes, ces dernières étant confrontées à un colmatage plus important dès lors que des molécules ou particules hydrophobes sont présentes dans le fluide filtré [93]. Dans le cas du dessalement, on suppose que le l'eau de mer est traitée en amont, s'affranchissant des particules hydrophobes et limitant l'encrassement.

Le caractère hydrophile/hydrophobe d'une membrane est déterminé en réalisant des mesures d'angle de contact par la méthode de la goutte déposée [94].

Cette méthode consiste à déposer une goutte de liquide (dans la plupart des cas de l'eau) sur la surface de la membrane. La mouillabilité de la surface est alors caractérisée par l'angle de contact θ formé par la surface solide et la tangente à la surface liquide au point de raccordement (*Figure 39*).

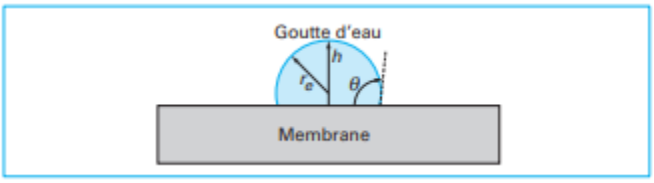


Figure 39 : Mesure de l'angle de contact par la méthode de la goutte

On considérera le solide parfaitement mouillable par le liquide (soit hydrophile) si $\theta = 0$, plus ou moins mouillable si $\theta < \pi/2$, plus ou moins non mouillable (soit hydrophobe) si $\theta > \pi/2$.

La détermination de l'angle de contact se fait alors directement à partir de l'image vidéo de la goutte posée sur le solide. Cet angle de contact est important pour la prise en compte de l'épaisseur effective de la membrane et joue un rôle sur l'écoulement et la polarité lors de la distillation membranaire. Il est important aussi car il permet par la technique du point de bulle de déterminer la taille des pores de la membrane. D'autres méthodes peuvent être utilisées notamment la méthode de la bulle captive [95].

4.3.2 Pression d'entrée de liquide (LEP)

La LEP (Liquid Entry Pressure) est la pression hydrostatique maximale à laquelle une membrane peut résister avant que les pores ne commencent à se remplir de liquide. Une LEP élevée est indicative d'une membrane hautement hydrophobe et structuralement stable [83]. Cette caractéristique est particulièrement importante dans les conditions où la membrane est soumise à des variations de pression ou à des chocs thermiques [81] [96].

La mesure de la LEP se fait généralement par des tests de mouillage, consistant à appliquer une pression croissante sur la membrane jusqu'à l'apparition de gouttes d'eau à travers les pores. Pour une évaluation plus précise, des méthodes avancées comme la porosimétrie au mercure ou les essais de percolation sont utilisées. La porosimétrie au mercure consiste à forcer l'intrusion du mercure, liquide non mouillant, dans les pores de la membrane sous pression, ce qui permet de déterminer à la fois la LEP, la taille des pores, et leur distribution. Ces techniques offrent ainsi une caractérisation fine de la structure poreuse de la membrane [97].

Les membranes avec une LEP insuffisante peuvent subir un mouillage prématuré, ce qui réduit leur efficacité et peut conduire à des pannes des systèmes. L'amélioration de la LEP est donc un domaine de recherche actif, visant à développer des membranes plus robustes et fiables pour la distillation membranaire [96]

Une valeur élevée de LEP peut être atteinte pour une solution d'alimentation en cas de membrane à faible énergie de surface, haute tension superficielle, forte hydrophobie et petite taille de pores. En MD, 2,5 bars est la valeur minimale suggérée de LEP pour la solution du côté alimentation sous des pressions et des températures instables afin d'assurer un fonctionnement fluide [96]. En général, la valeur mesurée pour une membrane hydrophobe style PTFE pour l'utilisation MD est de l'ordre de 2 à 4 bars.

4.3.3 Épaisseur de la membrane

L'importance de mesurer l'épaisseur de la membrane réside dans le fait que cette caractéristique influence directement les performances de la distillation membranaire. L'épaisseur de la membrane affecte la conductivité thermique du matériau, qui, à son tour, influence l'efficacité du transfert de chaleur pendant le processus de distillation. Une membrane plus épaisse peut entraîner une résistance accrue à la diffusion des composés à travers la membrane, ce qui peut affecter le débit de production du distillat. L'épaisseur de la membrane est également liée à sa résistance mécanique. Des mesures précises de l'épaisseur sont donc essentielles pour garantir la durabilité et la stabilité de la membrane pendant son utilisation.

Les techniques couramment utilisées pour mesurer l'épaisseur de la membrane sont la mesure par micromètre mais aussi à Microscopie électronique à balayage (MEB), à profilométrie optique, Microscopie confocale à balayage laser (MCL) ou Interférométrie.

Eykens et al. [98] ont étudié l'influence de l'épaisseur d'une membrane pour de la DCMD à différentes salinités. Ils ont rapporté une épaisseur optimale de membrane de 200 µm pour des concentrations de NaCl de 24 % en masse. Dans la préparation de membranes nanofibreuses électrofilées en PVDF pour la DCMD. M. Ghaleni et al. [99] ont observé une augmentation de la salinité et de la perméabilité de la membrane, une diminution de la température d'entrée de l'alimentation et des coefficients de transfert de chaleur avec une valeur d'épaisseur optimale de 27 µm. Ils ont également observé une épaisseur optimale de 13 µm lorsque la salinité était inférieure à 10 %. Dans une autre étude similaire [100], l'épaisseur idéale de la membrane pour obtenir un flux élevé de vapeur d'eau a été trouvée à environ 20 µm. Dans une étude, [101] l'épaisseur optimale des membranes à fibres creuses a été trouvée dans la plage de 20 à 400 µm. La conductivité thermique et la longueur des fibres jouent également un rôle important dans la détermination de l'épaisseur optimale de la membrane.

La morphologie des membranes, comme l'épaisseur et la distribution de la taille des pores, a été étudiée théoriquement par Lagana et al. [101]. Ils ont conclu que l'épaisseur optimale de la membrane se situe entre 30 et 60 µm. Lorsqu'on utilise l'épaisseur effective de la membrane dans les équations de diffusion, il faut tenir compte de l'angle de mouillabilité, donc de la distance de pénétration du liquide dans les pores comme le montre la Figure 40 [102]. L'épaisseur de pénétration de la goutte δ_{interf}, est une fonction du diamètre moyen des pores d_{pores} (en m), et de l'angle de contact θ (équation 7). Cette valeur est à considérer quand on utilisera l'épaisseur de la membrane.

$$\delta_{interf} = \frac{d_{pores}}{2cos\,(\theta)}(sin\,(\theta) - 1) \qquad (7)$$

De par l'épaisseur très fine de la membrane, il est souvent nécessaire dans son utilisation dans un système de distillation membranaire, d'y associer une structure dite spacer afin de rigidifier la membrane. Ce spacer aura une influence sur les transferts thermiques et massiques de l'installation.

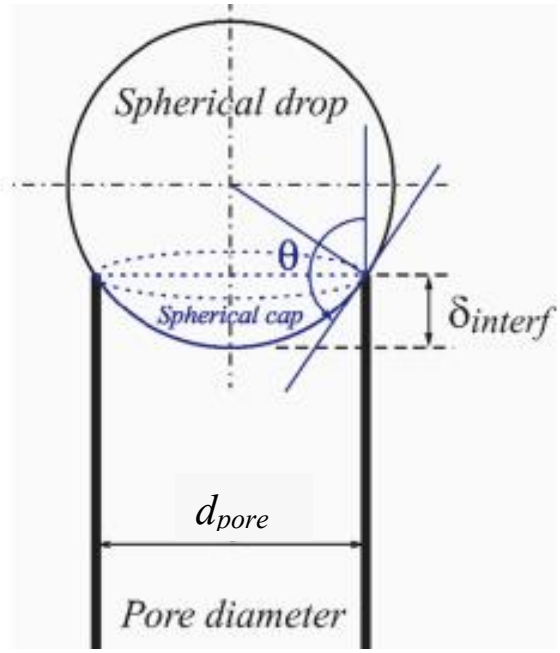


Figure 40 : Schéma pour la détermination de l'épaisseur de l'interface [104]

4.3.4 Porosité de la membrane

La porosité d'une membrane est un autre facteur déterminant pour la distillation membranaire, car elle affecte directement la perméabilité et la sélectivité de la membrane. La porosité de la membrane se réfère au volume des pores divisés par le volume total.

Une porosité élevée peut augmenter le flux de perméat mais peut aussi réduire la sélectivité si les pores sont trop grands. La taille des pores doit être soigneusement contrôlée pour équilibrer la perméabilité et la sélectivité. Des techniques comme la microscopie électronique à balayage (SEM) sont utilisées pour caractériser la distribution des tailles de pores [103].

Mais la façon la plus couramment utilisée pour la détermination expérimentale de la porosité de la membrane est généralement effectuée en utilisant de l'alcool isopropylique (IPA). La membrane est immergée dans de l'alcool isopropylique (IPA) à 100% pendant 24 pour éliminer l'air ou l'eau à l'intérieur de la structure poreuse. La membrane, préalablement saturée en IPA, est soigneusement transférée dans une solution d'isopropanol à 50 % en volume, puis conservée pendant 24 heures supplémentaires. Ensuite, la masse de chaque membrane est mesurée, puis les membranes sont séchées pendant 24 heures avant analyse. La porosité de la membrane est calculée en utilisant l'équation 8.

$$\varepsilon = \frac{\frac{\omega_1 - \omega_2}{\rho_i}}{\frac{\omega_1 - \omega_2}{\rho_i} + \frac{\omega_2}{\rho_p}} \qquad (8)$$

Avec :

- ω_1 : masse de la membrane saturée en IPA (kg)
- ω_2 : masse de la membrane à l'état sec (kg)
- ρ_i : masse volumique de l'IPA (kg/m^3)
- ρ_p : masse volumique du polymère constituant la membrane (kg/m^3).

La porosité est considérée comme le paramètre le plus significatif car il limite la résistance mécanique de la membrane selon Enrico Drioli et al [66] La porosité des membranes utilisée pour la MD est généralement de l'ordre de 80%. La taille moyenne des pores est examinée en utilisant un analyseur d'adsorption/désorption, point de bulle qui sont deux méthode différente développée dans la sous-section suivante.

4.3.5 Taille des pores et méthode du point de bulle

La méthode du point de bulle [83] [94] consiste à mesurer la pression à laquelle les premières bulles de gaz passent à travers une membrane saturée de liquide. Elle est généralement utilisée pour estimer la taille moyenne des pores d'une membrane en se basant sur cette pression de bulle.

La technique est la suivante : Une membrane est saturée avec un liquide mouillant (souvent de l'eau ou une solution alcoolique). Le liquide est pressurisé jusqu'à ce que les premières bulles de gaz apparaissent de l'autre côté de la membrane. La pression à laquelle ces bulles apparaissent est enregistrée comme la pression du point de bulle.

La valeur de cette pression peut ensuite être reliée, par l'intermédiaire de lois physiques. L'équation de Laplace (équation 9), permet de relier la LEP, le rayon des pores, l'angle de contact et la tension superficielle.

$$\Delta P = \frac{-2B \cdot \gamma \cdot cos\theta}{r} \qquad (9)$$

Ici, B est un facteur géométrique déterminé par la structure des pores de valeur égale à 1 pour les pores cylindriques, γ la tension superficielle du liquide (en N/m) et θ, est l'angle de contact liquide/solide. r est le rayon maximum des pores (en m), mais ce sont des valeurs moyennes en fonction d'une géométrie estimé des pores.

Cette technique a été utilisée par Khayet et Matsuura [104] pour déterminer la taille moyenne des pores et la distribution de la taille des pores d'une membrane plane en PVDF. Khemakhem et Ben Amar [105] ont utilisé la Microscopie Électronique à Balayage MEB pour étudier la morphologie, la qualité de surface et l'épaisseur de la couche supérieure de la membrane céramique hydrophobe. En outre, Khayet et al. [106] ont analysé la structure de la membrane poreuse par MEB. Khayet et al. [108] ont obtenu une image tridimensionnelle de la surface de la membrane PVDF Microscopie à Force Atomique (AFM) sans prétraitement de l'échantillon à température et pression ambiantes. Dans le système MD, la taille de pore appropriée se situe entre 0,1 et 1 μm.

4.3.6 Distribution des pores

En réalité, la membrane ne possède pas une taille de pore uniforme, ce qui fait que plusieurs mécanismes de transfert de masse se produisent simultanément. Plusieurs études examinent l'importance de la distribution de la taille des pores dans le flux en distillation membranaire (MD) [109] [110]. Khayet et al. [110] ont rapporté que l'on doit être prudent lorsqu'on utilise la taille moyenne des pores pour calculer le coefficient de transfert de vapeur au lieu de la distribution de la taille des pores. Cependant, Martinez et al. [107] ont obtenu un coefficient de transfert de vapeur similaire lorsque la taille moyenne des pores et la distribution des tailles de pores ont été utilisées.

4.3.7 Tortuosité

La tortuosité est définie comme le rapport entre la longueur réelle du chemin parcouru par une molécule à travers un matériau poreux et la distance linéaire droite à travers ce matériau. Dans une membrane, la tortuosité est le rapport entre la longueur du parcours moyen lpm (en m) et l'épaisseur δ_m (en m) (Figure 41 et équation (10)). Elle caractérise la complexité des chemins de transport dans la structure poreuse. Une tortuosité élevée indique un parcours plus sinueux, ce qui augmente la résistance au flux et peut réduire l'efficacité des processus de filtration ou de séparation.

En distillation membranaire, une tortuosité optimale est essentielle : elle permet de maximiser le transfert de vapeur tout en limitant le passage de contaminants. Elle affecte directement la perméabilité des membranes ainsi que leur sélectivité. Une tortuosité plus importante peut améliorer cette dernière en restreignant le passage de certaines molécules ou ions, mais cela se fait souvent au détriment du flux global à travers la membrane. Il est donc crucial de trouver un équilibre entre tortuosité, flux et sélectivité, selon l'application ciblée [108].

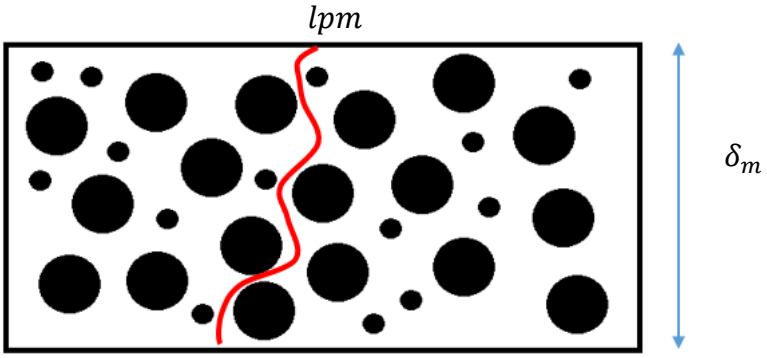


Figure 41 : Schéma représentant la tortuosité

$$\tau = \frac{lpm}{\delta_m} \qquad (10)$$

Il est difficile de mesurer une tortuosité ou définir le parcours moyen tortueux d'un milieu poreux. Les techniques les plus souvent utilisées sont les suivantes :

1. Porosimétrie au gaz [109] :
   - Principe : Cette méthode mesure le volume de gaz absorbé ou traversant les pores à différentes pressions, permettant de déterminer la distribution des tailles de pores et la tortuosité. Pour le PTFE, qui est hydrophobe et oléophobe, cette technique est souvent plus appropriée que la porosimétrie au mercure.
2. Tomographie par ordinateur à rayons X (X-ray CT) [110] :
   - Principe : Offre une visualisation en 3D de la structure interne sans endommager l'échantillon. Idéale pour le PTFE, car elle révèle en détail la structure des couches poreuses.
3. Microscopie électronique à balayage (SEM) [103]:
   - Principe : Fournit des images de haute résolution de la surface, montrant la morphologie et la topographie des pores sur la membrane en PTFE.
4. Perméabilité au gaz et mesures de diffusion [111] :
   - Principe : Mesure le taux de transmission de différents gaz à travers la membrane pour évaluer la taille effective des pores et la tortuosité.
5. Résonance magnétique nucléaire (RMN) de diffusion [57] :
   - Principe : Mesure la diffusion de molécules à travers les pores pour obtenir des informations sur la mobilité moléculaire et la porosité interne.

Bien que différentes méthodologies expérimentales permettent d'évaluer la tortuosité, la faible épaisseur et la compressibilité de la matrice poreuse des membranes constituent des sources d'incertitude susceptibles de compromettre la fiabilité des mesures. En raison de ces limitations expérimentales, la tortuosité est le plus souvent traitée comme une valeur constante, généralement comprise entre 1 et 2 (même si des valeurs plus élevées ont été rapportées dans certaines études), et utilisée comme paramètre d'ajustement dans les modèles.

Cependant, plusieurs modèles théoriques ont été développés pour estimer la tortuosité des membranes, chacun prenant en compte différents aspects de la structure des pores. Ces modèles incluent des approches basées sur la géométrie des pores, comme les modèles de diffusion en milieux poreux, et des modèles basés sur la percolation et la dynamique des fluides. Ces approches aident à comprendre comment la structure poreuse affecte les performances des membranes et à concevoir des membranes avec des propriétés optimisées pour des applications spécifiques [58]. Ces modèles représentent une variété d'approches basées sur différentes géométries et théories pour estimer la tortuosité dans les matériaux poreux, particulièrement utiles pour des applications en ingénierie des membranes.

Curcino et al. [115] recensent cinq modèles couramment employés pour l'estimation de la tortuosité dans les milieux poreux. Ces modèles reposent soit sur des hypothèses géométriques (géométries euclidiennes et fractales), soit sur des solutions analytiques de problèmes de diffusion. De leur côté, Kim et al. [116] ont passé en revue onze modèles fondés sur des approches euclidiennes et fractales, régulièrement mobilisés dans la littérature. Le Tableau 8 présente une synthèse des équations de la littérature. Beaucoup de ces expressions sont basées sur des formes euclidiennes telles que des cubes, des sphères ou des cylindres. Les modèles des équations 11 à 15 sont des modèles proposés le plus souvent pour des milieux granulaires basés sur des structures de sphères empilées. La théorie de la percolation a été utilisée pour estimer la tortuosité, basée sur des structures fibreuses qui se chevauchent de manière aléatoire (modèle 16). Le modèle 18 est basé sur des particules partiellement superposées ou non. Outre les modèles fondés sur la dimension euclidienne, la théorie des milieux poreux fractals (FPMT) a également été utilisée. Paluri et al. (2017) décrivent ainsi le déplacement d'une molécule diffusante suivant un trajet complexe au sein d'un réseau poreux de structure fractale. C'est dans ce cadre que s'inscrivent les modèles 19, 20 et 21. Leurs travaux ont montré que l'approche fractale, en particulier le modèle basé sur l'équation 21, offrait la meilleure correspondance entre les prédictions théoriques et les résultats expérimentaux obtenus en DCMD (distillation membranaire par contact direct) avec membrane en PVDF. Ils ont également mis en évidence que le choix du modèle de tortuosité pouvait induire jusqu'à 15 % d'écart sur le flux de perméat simulé. Curcino et al. ont quant à eux trouvé que le modèle de l'équation 19, modèle issu de la théorie fractale était plus approprié pour une membrane PVDF pour la DCMD. D'autres modèles se trouve dans la littérature comme le modèle de Beeckman [112] (équation 17), conçu pour les milieux poreux et le modèle obtenu à partir de la corrélation de Bruggeman [113] (équation 22) pour les milieux poreux avec des pores distribués de manière aléatoire dans une matrice solide.

Tableau 8 : Modèles de calcul de la tortuosité [58]

Auteur	Équation de tortuosité	
Mackies et Meares (1955)	$\frac{(2-\varepsilon)^2}{\varepsilon}$	*(11)*
Neale et Nader (1973)	$\frac{3-\varepsilon}{2}$	(12)
Akanni et al. (1987)	$1-ln\left(\frac{\varepsilon}{\sqrt{2}}\right)$	(13)
Matyka et Koza (2012)	$1-0.67ln\,(\varepsilon)$	(14)
Du Plessis et Masliyah (1991)	$\frac{\varepsilon}{\varepsilon-(1-\varepsilon)^{\frac{2}{3}}}$	(15)
Tomadakis et Sotirchos (1993)	$\left(\frac{1-\varepsilon_p}{\varepsilon-\varepsilon_p}\right)^{\varepsilon}$	(16)
Beeckman (2013)	$\frac{\varepsilon}{1-(1-\varepsilon)^{\frac{1}{3}}}$	(17)
Bo-Ming et Jian-Hua (2004)	$\frac{1}{2}\left[1+\frac{1}{2}\sqrt{1-\varepsilon}+\sqrt{1-\varepsilon}\left(\sqrt{1-\varepsilon}-1\right)^2+\frac{1}{\sqrt{4}}\sqrt{1-\varepsilon}\right]$	(18)
Elias-Kohav et al. (1991)	$\frac{1}{\varepsilon}$	(19)
Jian-Hua et Bo-Ming (2011)	$\left(\frac{19}{18}\right)\frac{ln\,(\varepsilon)}{ln\left(\frac{8}{9}\right)}$	(20)
Liu et Nie (2001)	$\varepsilon^{1-\frac{D_0}{2-D_0}}$ D_0 : dimension fractale	(21)
Bruggeman (2013)	$\frac{1}{\sqrt{\varepsilon}}$	(22)

4.3.8 Conductivité thermique

La conductivité thermique est un paramètre important dans le transfert thermique et de masse à travers la membrane. En effet, le flux de vapeur est proportionnel au gradient de pression de vapeur, donc au gradient de température aux surfaces de la membrane. Ce phénomène est directement lié à la polarisation de température, qui désigne la différence de température entre les deux surfaces de la membrane et ses environs immédiats. La résistance thermique de la membrane dépend de la conductivité thermique du matériau de la membrane et de l'air (ou vapeur d'eau) circulant dans les pores.

La conductivité de la membrane peut être mesurée expérimentalement par des méthodes telles que le disque de Lee modifié [114] , le 3ω [115] et la source plane transitoire[116]. La méthode du Disque de Lee modifiée est un dispositif expérimental conçu pour mesurer la conductivité thermique de matériaux fins, tels que les membranes microporeuses. La technique implique de placer un élément chauffant circulaire (le « disque de Lee ») en contact avec l'échantillon de membrane. Un flux de chaleur est appliqué au disque, et la réponse en température est surveillée à la fois au centre du disque et à une distance connue du centre. En analysant le gradient de température établi dans la membrane et en connaissant la puissance appliquée, la conductivité thermique de la membrane peut être calculée. La méthode 3ω est une technique sophistiquée qui implique de chauffer un fil métallique mince ou une couche déposée sur la surface d'une membrane. Un courant alternatif à la fréquence ω passe à travers le fil, ce qui provoque des oscillations de température en raison de l'échauffement par effet Joule. La méthode de la Source Plane Transitoire (TPS), également connue sous le nom de technique

du disque chaud, utilise une source de chaleur plane pour chauffer simultanément un échantillon et mesurer sa réponse. Un capteur, généralement une feuille de nickel, sert à la fois de source de chaleur et de capteur de température, qui est intercalé entre des échantillons de la membrane.

En ce qui concerne l'approche théorique pour calculer la conductivité thermique effective des membranes poreuses, le Tableau 9 montre la diversité des modèles proposés dans la littérature. λ_{poly} et λ_a correspondent respectivement aux conductivités thermiques du polymère et de l'air (en $W.m^{-1}.K^{-1}$) , et ε est la porosité.

Le modèle de résistance parallèle est l'un des plus couramment employés pour la modélisation des procédés de distillation membranaire (MD) (équation 23). Il repose sur l'hypothèse que les phases solide et fluide de la membrane sont disposées parallèlement à la direction du flux de chaleur [122,123]. À l'inverse, le modèle de résistance en série est également fréquemment utilisé : il suppose que les phases fluide et solide sont orientées perpendiculairement au flux thermique [128] (équation 24).

Par ailleurs, lorsque la membrane est représentée comme un milieu poreux granulaire, constitué d'inclusions sphériques solides distribuées aléatoirement dans la phase fluide et sans interactions, la conductivité thermique effective peut être estimée à l'aide du modèle de Maxwell de type I [124,125] (équation 28). Ce dernier est particulièrement recommandé pour les membranes présentant une porosité supérieure à 60 %, et a l'avantage de ne pas être limité à une configuration géométrique spécifique

Le modèle de Krischer envisage une combinaison des modèles en série et en parallèle avec un facteur de distribution f qui est compris entre 0 et 1, qui prend en compte l'effet structural du matériau (équation 25).

Le modèle de Krupiczka suppose que le milieu poreux est un ensemble de longs cylindres (équation 27). D'autre part, si l'on suppose que les membranes sont des particules non-interactives et distribuées de manière aléatoire (polymère) dans un milieu homogène (air), des estimations de la conductivité thermique effective peuvent être obtenues à partir du modèle de Maxwell. Des corrélations générales basées sur l'équation de Maxwell ont été examinées par Gonzo en relation avec les valeurs de porosité. Pour les matériaux très poreux ($\varepsilon > 0,9$, Type I dans le *Tableau 9*), la conductivité thermique effective est donnée par la corrélation qui est également appelée « borne inférieure » de Maxwell. Et pour les matériaux moyennement poreux ($0,15 < \varepsilon < 0,85$, Type II, équation 29).

Stark et Fricke [117] ont étudié le transfert de chaleur dans les isolants fibreux sous les hypothèses suivantes (équation 30) : (a) la structure fibreuse peut être approximée comme un milieu homogène de conductivité thermique λ_{eff} ; (b) les interactions entre fibres influençant λ_{eff} peuvent être moyennées sur un volume unitaire ; (c) chaque fibre individuelle peut être supposée être un sphéroïde dont l'axe majeur est très grand comparé à l'axe mineur. Z est l'orientation moyenne des fibres. La valeur de Z = 5/6 correspond à la moitié des fibres étant aléatoires et l'autre moitié étant normale à la direction du flux de chaleur, et cette valeur a été la meilleure valeur obtenue pour les isolants fibreux.

Nakayama [118] propose une équation dans le cas où la conductivité du matériau solide de la membrane est plus élevée que celle de la vapeur ou du liquide contenu dans la membrane (équation 31).

La validité de l'expression de Misra et al. [114] est limitée aux rapports de conductivité thermique faibles, inférieurs à 100 (équation 32).

À l'instar de la tortuosité, les écarts observés entre les valeurs prédites de la conductivité thermique effective dans les membranes poreuses ont conduit à de nombreuses recherches visant à analyser l'impact du choix du modèle utilisé. Dans ce cadre, García-Payo et Izquierdo-Gil [119] ont comparé neuf modèles différents de prédiction de la conductivité thermique appliqués à des matrices membranaires constituées de deux membranes en PVDF et de deux membranes en PTFE. Les résultats théoriques obtenus ont ensuite été confrontés aux données expérimentales issues de la méthode du disque de Lee. Ils montrent que les modèles de Maxwell type I et de Stark et Fricke correspondent le mieux aux résultats expérimentaux pour les membranes étudiées. Ils montrent aussi que les modèles courants peuvent surestimer ou sous-estimer la conductivité thermique, dépendant des propriétés et de la structure de la membrane. Les auteurs ont montré que, pour les membranes étudiées, le modèle de résistance parallèle, bien que fréquemment employé, tend à surestimer fortement la conductivité thermique**,** tandis que le modèle de résistance en série la sous-estime légèrement. La meilleure concordance avec les données expérimentales a été obtenue avec le modèle de Maxwell de type I (équation 28). C'est pourquoi, dans plusieurs travaux théoriques récents portant sur le dessalement par DCMD à l'aide de membranes à fibres creuses, ce modèle a été privilégié pour l'estimation de la conductivité thermique effective [126–128].

Cependant, Phattaranawik et al. [129] ainsi que Huang et al. [130] recommandent plutôt l'usage du modèle de résistance en série, qu'ils jugent plus adapté que les modèles de résistance parallèle ou de Maxwell type I, en particulier pour les membranes polymères mises en œuvre dans les procédés de distillation membranaire.

Tableau 9 : Corrélations pour la conductivité thermique effective [58]

Modèle	Equation	
Parallèle [124, 125]	$\lambda_{eff} = (1-\varepsilon)\lambda_{poly} + \varepsilon\lambda_a$	(23)
Séries [124, 125]	$\lambda_{eff} = \left[\frac{(1-\varepsilon)}{\lambda_{poly}} + \frac{\varepsilon}{\lambda_a}\right]^{-1}$	(24)
Krischer [126]	$\lambda_{eff} = \left[\frac{(1-f)}{(\lambda_{eff})_{parallèle}} + \frac{f}{(\lambda_{eff})_{série}}\right]^{-1}$	(25)
Geometric mean [124, 125]	$\lambda_{eff}/\lambda_a = (\lambda_{poly}/\lambda_a)^{1-\varepsilon}$	(26)
Krupiczka [124]	$\lambda_{eff}/\lambda_a = (\lambda_{poly}/\lambda_a)^{0.280-0.757log\,\varepsilon\,-0.057log\,(\lambda_{poly}/\lambda_a)}$	(27)
Maxwell (Type I) [124, 127]	$\lambda_{eff}/\lambda_a = \frac{1+2\beta\gamma}{1-\beta\gamma}$ $\beta = \frac{\lambda_{poly}-\lambda_a}{\lambda_{poly}+2\lambda_a}$ $\gamma = 1 - \varepsilon$	(28)
Maxwell (Type II) [127]	$\lambda_{eff}/\lambda_a = \frac{1+2\beta\gamma+(2\beta^3-0.1\beta)\gamma^2+0.05\gamma^3\,exp\,(4.5\beta)}{1-\beta\gamma}$	(29)
Stark et Fricke [117]	$\lambda_{eff} = \lambda_{poly} + \frac{\lambda_a-\lambda_{poly}}{1+((1-\varepsilon)/\varepsilon)\left(1+Z\left((\lambda_a-\lambda_{poly})/(\lambda_a+\lambda_{poly})\right)\right)}$ $Z = \frac{5}{6}$	(30)
Nakayama [132]	$\lambda_{eff} = \left[\frac{(1-\varepsilon)}{\varepsilon}\right]\lambda_{poly}$	(31)
Misra et al. [114]	$\lambda_{eff} = \frac{2.5985F_p^{1/3}(\lambda_{poly}-\lambda_a)+3.224F_p^{-1/3}\lambda_a}{\left(1-1.2407F_p^{1/3}\right)2.5985F_p^{1/3}(\lambda_p-\lambda_a)+3.224F_p^{-1/3}\lambda_a+\lambda_a}$ $F_p = exp(-C_2\varepsilon^{2/3}) = exp\left[-2.736\varepsilon^{2/3}exp\left(-0.004\frac{\lambda_p}{\lambda_a}\right)\right]$	(32)
Beeckman et de Bruggeman (2013)	$\lambda_{\text{eff}} = \lambda_s \cdot \varepsilon^n$	(33)

4.4 Bilan sur les propriétés des membranes

En guise de bilan, le Tableau *10* présente les propriétés importantes des membrane utilisées pour la distillation membranaire. Pour qu'une membrane soit efficace en MD, la porosité, la taille des pores et l'épaisseur doivent être modérée, la tortuosité et la conductivité thermique plutôt faible et l'hydrophobicité élevée. Le PTFE, le polypropylène et le PVDF disposent de ces caractéristiques.

Tableau 10 : Propriétés importantes d'une membrane pour la MD

Caractéristique	**Description**	**Unité de mesure**	**Importance pour la distillation membranaire**
Porosité	Fraction volumique de la membrane constituée de pores. Elle influence directement la perméabilité et la capacité de transport de vapeur.	% ou fraction sans unité	Une porosité élevée augmente le flux, mais peut réduire la sélectivité et la résistance mécanique.
Tortuosité	Degré de complexité du chemin des pores dans la membrane. Une tortuosité élevée indique un chemin plus sinueux pour la vapeur.	Sans unité	Affecte la résistance au transfert de masse. Une tortuosité élevée peut limiter le flux de vapeur.
Épaisseur	Distance entre les deux faces de la membrane. Une membrane plus fine réduit la résistance au transport de vapeur.	µm	Une épaisseur trop faible peut réduire la durabilité mécanique, mais une épaisseur moindre réduit la perte de flux.
Angle de contact	Mesure de la mouillabilité de la surface par l'eau. Un angle élevé indique une surface hydrophobe essentielle pour la distillation membranaire.	Degrés (°)	Des angles >90° assurent que la membrane reste hydrophobe et empêche l'infiltration d'eau liquide dans les pores.
Taille des pores	Diamètre moyen des pores dans la membrane. Doit être suffisamment petit pour empêcher le passage du liquide tout en permettant le passage de la vapeur.	nm ou µm	Une taille de pore optimisée est cruciale pour la perméabilité et la prévention du mouillage de la membrane.
Conductivité thermique	Capacité de la membrane à conduire la chaleur. Une conductivité faible limite le transfert de chaleur non utile à travers la membrane, améliorant ainsi l'efficacité thermique.	$W.m^{-1}.K^{-1}$	Une conductivité thermique faible est souhaitable pour minimiser les pertes d'énergie thermique à travers la membrane.

5 Modélisation des phénomènes de transfert de masse en AGMD

Le transfert de masse à travers les structures membranaires microporeuses a été largement étudié dans la littérature. Des modèles théoriques et semi-empiriques ont été développés, reposant principalement sur la théorie cinétique des gaz, afin de prédire le flux de vapeur à travers ces structures pour différentes configurations de distillation membranaire [119]. Dans le cadre de cette étude, les mécanismes de transfert de masse dans la configuration AGMD seront développés.

5.1 Généralités sur les phénomènes de transfert de masse

Le transfert de masse à travers une membrane microporeuse résulte de phénomènes de diffusion et de convection de la vapeur d'eau. Ces mécanismes dépendent à la fois des conditions opératoires (pression, température, concentration) et des caractéristiques microstructurales de la membrane. Plusieurs phénomènes peuvent être observés (Figure 42) :

- **Diffusion moléculaire :** ce mécanisme est dû au mouvement aléatoire des molécules et se produit lorsque les collisions se font principalement entre les molécules elles-mêmes. Il est prédominant lorsque le libre parcours moyen est comparable au diamètre des pores et que la densité du gaz est élevée [120].
- **Diffusion de Knudsen :** elle devient significative lorsque le diamètre des pores est suffisamment petit pour que les collisions entre les molécules et les parois soient plus fréquentes que les collisions intermoléculaires. Elle intervient dans les milieux où la densité du gaz est faible et le libre parcours moyen nettement supérieur au diamètre des pores [120].
- **Diffusion visqueuse (ou écoulement de Poiseuille) :** ce phénomène se produit lorsque les molécules de gaz se déplacent comme un fluide continu sous l'effet d'un gradient de pression. Il devient prédominant lorsque le libre parcours moyen est inférieur ou comparable au diamètre des pores. Un gradient de pression transmembranaire suffisamment important peut générer un écoulement de Poiseuille actif, propulsant le fluide à travers les pores (Chen et al., 2009). Toutefois, dans la configuration AGMD, ce type de diffusion est souvent négligé en raison des conditions opératoires (température < 100°C et pression subatmosphérique) [1].
- **Diffusion surfacique :** ce phénomène implique l'adsorption de molécules d'eau sur les parois des pores, suivie d'un déplacement le long de ces surfaces sous l'effet d'un gradient de concentration [121]. Bien que présent, ce mode de transfert est généralement négligé dans le cas des membranes AGMD en raison de leur nature hydrophobe et de leur forte porosité, qui limitent respectivement l'interaction avec les parois et la contribution effective de ce phénomène [53].

Ces différents mécanismes peuvent coexister dans une même membrane et leur importance relative dépend étroitement des conditions de fonctionnement et des propriétés physiques du matériau utilisé.

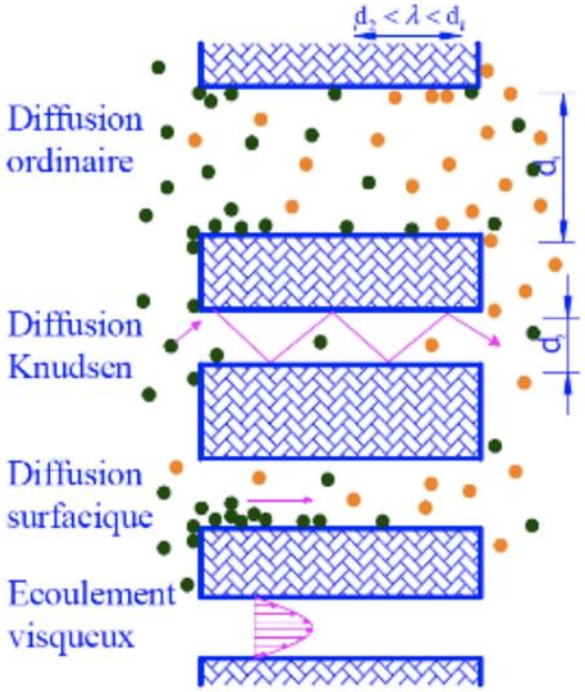


Figure 42 : Illustration des mécanismes de transfert de masse dans un milieu poreux

5.2 Définition des régimes de transfert de masse

La compréhension des mécanismes de transfert de masse dans les milieux poreux, en particulier à travers les membranes microporeuses, repose en grande partie sur la théorie cinétique des gaz. Cette approche théorique, largement adoptée par la communauté scientifique [79] [122], s'appuie sur des hypothèses concernant les propriétés moléculaires des gaz, telles que le libre parcours moyen, la vitesse moléculaire ou encore la fréquence des collisions. Elle permet d'établir des modèles théoriques corrélant les propriétés physiques des gaz aux phénomènes de diffusion, et ainsi de prédire les flux massiques selon différents régimes.

Parmi les outils fondamentaux issus de cette théorie, le nombre de Knudsen Kn joue un rôle central dans la caractérisation des régimes de transfert de masse au sein des structures poreuses des membranes. Ce paramètre est défini comme le rapport entre le libre parcours moyen des molécules de gaz lpm (en m) c'est-à-dire la distance moyenne parcourue par une molécule entre deux collisions successives et le diamètre moyen des pores d_{pores} (en m) [123].

L'utilisation du nombre de Knudsen permet non seulement de distinguer les régimes de diffusion (continu, transitionnel, ou moléculaire), mais aussi de vérifier la validité de l'hypothèse de continuité du milieu gazeux. En effet, dans les structures microporeuses où les pores sont de dimensions comparables au libre parcours moyen des molécules, les collisions entre les molécules de gaz et les parois deviennent dominantes. Cela remet en cause l'approche classique qui considère le gaz comme un milieu continu [124].

Le nombre de Knudsen est définie par l'équation (*34*) :

$$Kn = \frac{lpm}{d_{pores}} \qquad (34)$$

Le libre parcours moyen *lpm* (m) est défini par l'équation (*35*) :

$$lpm = \frac{K_B T}{\sqrt{2}\pi P_{a,\text{moy}} {\sigma_i}^2} \quad (35)$$

Où $P_{a,moy}$ (en Pa) représente la pression moyenne dans les pores, T la température absolue (en K), K_B la constante de Boltzmann (en $J.K^{-1}$), et σ_i le diamètre de collision interne en (m).

Cette définition repose sur l'hypothèse d'un gaz parfait, dans lequel les interactions sont dominées par les collisions entre molécules de vapeur d'eau. D'après la théorie cinétique des gaz, les molécules sont modélisées comme des sphères dures n'interagissant que par des collisions binaires [125]. Néanmoins, d'autres approches ont été proposées afin de mieux représenter la réalité physique, notamment en prenant en compte le caractère binaire du mélange vapeur d'eau/air.

Toutefois, des formulations alternatives ont été également proposées pour représenter le libre parcours moyen (36) en considérant le mélange binaire de la vapeur d'eau et de l'air [6].

$$lpm = \frac{K_B T}{\pi \left(\frac{\sigma_w + \sigma_a}{2}\right)^2 P_t \sqrt{1 + \left(\frac{M_w}{M_a}\right)}} \quad (36)$$

Avec :

- P_t, la pression totale dans les pores (Pa),
- σ_w et σ_a, les diamètres de collision de l'eau et l'air (m),
- M, la masse molaire ($kg.mol^{-1}$).

La définition du libre parcours moyen dans les mélanges gazeux reste un sujet complexe [126]. Cette complexité découle notamment des différences de diamètres moléculaires et de distributions de vitesses entre les constituants des mélanges. Certains auteurs, comme Xu et al [127], proposent un libre parcours moyen équivalent pour les gaz à composition chimique constante. Cependant, cette approche devient moins pertinente lorsque la composition du mélange varie, comme c'est souvent le cas dans les phénomènes de diffusion [53].

Dans le contexte de la distillation membranaire, l'eau s'évapore à l'interface côté alimentation, puis la vapeur traverse la membrane microporeuse sous l'effet d'un gradient de pression. Bien que l'air soit initialement présent dans les pores, il est progressivement expulsé par la vapeur d'eau saturante, qui devient majoritaire dans le flux traversant. Par conséquent, il est raisonnable d'adopter l'hypothèse, largement soutenue dans la littérature [44] [45], selon laquelle seules les propriétés de la vapeur d'eau sont prises en compte pour le calcul du libre parcours moyen au sein des pores.

Il convient également de noter la difficulté de définir précisément un diamètre caractéristique des pores d'une membrane. En l'absence d'une distribution détaillée des tailles de pores, plusieurs travaux proposent de l'estimer à partir de propriétés macroscopiques comme la perméabilité intrinsèque k_∞ (en m^2), la porosité ε et la tortuosité τ [50] (équation 37).

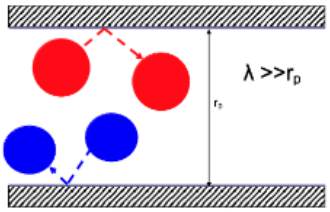
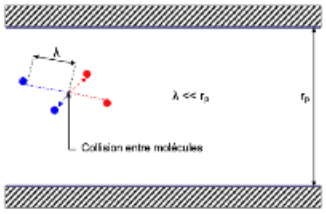
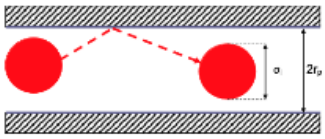
$$d_{pores} = a\sqrt{\frac{\tau^2 k_\infty}{\varepsilon}} \quad (37)$$

Avec a, un paramètre d'ajustement sans dimension de l'ordre de l'unité.

De manière générale, la classification introduite par Schaaf et Chambre [128] est largement adoptée dans la littérature pour définir les régimes de diffusion massique à travers les membranes

microporeuses en fonction du nombre de Knudsen [44] [129] (*Tableau 11*). Dans cette représentation, le libre parcours moyen est nommé λ.

Tableau 11 : Classification des régimes de diffusion massique en fonction du nombre de Knudsen (Schaaf et Chambre, 1961) [128]

Nombre de Knudsen	Régime de diffusion massique	Mécanismes dominants	Illustration schématique des mécanismes
Kn>10	Diffusion de Knudsen	Collisions molécules - parois des pores	
Kn<0.01	Diffusion moléculaire	Collisions intermoléculaires	
0.01<Kn<10	Diffusion transitoire	Collisions molécule-parois & intermoléculaires	

Le régime transitoire (0.01<Kn<10) est défini par la présence simultanée de deux types de diffusion : la diffusion moléculaire et la diffusion de Knudsen. Dans ce type de régime, il est difficile d'établir, de manière rigoureuse, des modèles, en s'appuyant sur la théorie cinétique des gaz nécessitant ainsi le recours à des approches semi-empiriques [121] [130].

Bien que la classification de Schaaf et Chambre soit la référence d'une grande majorité des études scientifiques pour la définition des régimes de diffusion massique, certains chercheurs ont proposé une approche différente pour distinguer le régime de transport de matière en fonction du nombre de Knudsen [66].

5.3 Modèles de transfert de masse à travers la membrane

Dans le cadre de la distillation membranaire, le transfert de masse est un phénomène complexe influencé par plusieurs mécanismes de diffusion et de sorption. Deux grandes approches sont généralement utilisées pour modéliser ce transfert.

5.3.1 Approche 1 : Modèle simplifié

Cette approche repose sur des hypothèses simplificatrices telles que :

Une relation d'équilibre de sorption de type loi d'Henry, supposant une proportionnalité entre la concentration du composé dans la phase gazeuse et sa concentration dans la membrane [131] ;

Un coefficient de diffusion constant, indépendant des variations de pression ou de température.

La loi d'Henry peut être pertinente pour décrire la solubilité des gaz dans le liquide à distiller, bien que son application directe soit moins courante dans la distillation membranaire par rapport à d'autres processus de séparation. Cependant, elle peut être utile pour comprendre comment les gaz dissous dans le liquide peuvent influencer le processus global. Elle est adaptée pour des premières approximations ou des systèmes peu complexes [132].

5.3.2 Approche 2 : Modèle généralisé (Fick modifié)

La loi de Fick est utilisée pour décrire le transport de vapeur à travers la membrane. Le gradient de concentration de vapeur d'eau entre les deux côtés de la membrane entraîne la diffusion de la vapeur à travers les pores de la membrane.

Dans la distillation membranaire, le transport de vapeur est principalement dû à un gradient de pression de vapeur plutôt qu'à un gradient de concentration. En utilisant la loi des gaz parfaits et l'équilibre thermodynamique, nous pouvons relier la concentration de vapeur à sa pression partielle.

La loi de Fick généralisée équation (*38*), permet d'exprimer la relation entre le flux de vapeur J_v ($kg.m^{-2}.s^{-1}$) et la différence de pression de vapeur coté chaud de la membrane $P_{v,hm}$ et côté air gap $P_{v,ma}$ (Pa), C_m est le coefficient de diffusion à travers la membrane en régime établi ($kg.m^{-2}.s^{-1}.Pa^{-1}$).

$$J_v = C_m \cdot \Delta P_v \quad (38)$$

$$\Delta P_v = P_{v,hm} - P_{v,ma} \quad (39)$$

La pression partielle de la vapeur d'eau est souvent estimée à l'aide de l'équation d'Antoine (équation 40), qui permet de relier la température à la pression de vapeur saturante. Cette approche est essentielle pour évaluer le gradient de pression moteur du transfert de vapeur dans la membrane.

$$P_v = exp\left(23.1964 - \frac{3816.44}{(T + 273.15) - 46.13}\right) \quad (40)$$

Avec T, la température en °C.

Le transfert de masse dans la distillation membranaire repose sur la condition non isotherme à travers la membrane, créant ainsi un gradient de pression moteur qui permet le déplacement de la masse d'un côté à l'autre de la membrane (Figure 43).

Comme évoqué en début de ce chapitre, la diffusion massique de la vapeur d'eau à travers les pores de la membrane dans ce processus est principalement décrite par la théorie cinétique des gaz et est dominée par trois régimes principaux : (i) la diffusion de Knudsen, (ii) le flux de Poiseuille, et (iii) la diffusion moléculaire. Du fait de l'hydrophobicité de la membrane, la diffusion surfacique est généralement négligée.

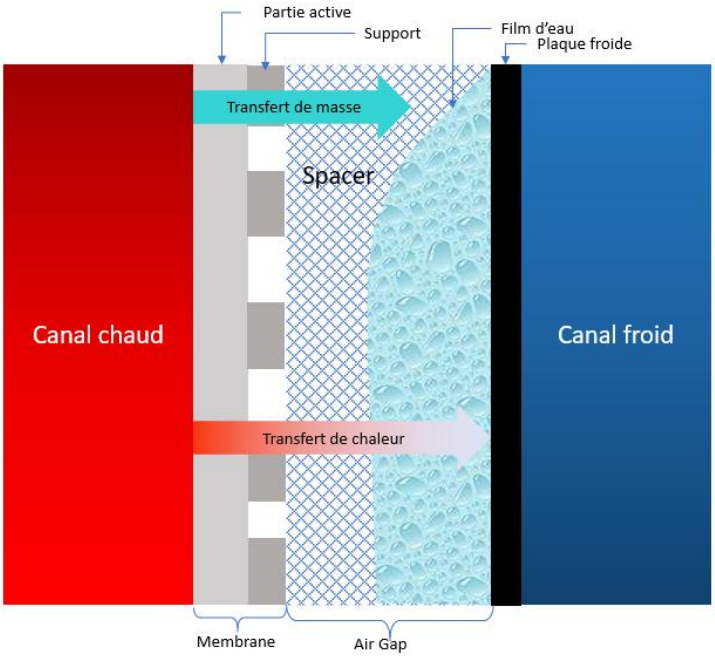


Figure 43 : Schéma de principe de l'AGMD

Certaines études suggèrent de représenter le transfert de masse en distillation membranaire à l'aide d'une analogie avec un circuit électrique, en modélisant les différentes étapes du processus par des résistances disposées en série et/ou en parallèle [53].

Le coefficient C_m de la loi de Fick généralisée (équation *(38)*), s'exprime différemment en fonction du régime de diffusion considéré. Les expressions de C_m sont exprimées dans les équations ci-dessous en fonction des 3 principaux régimes de diffusion.

- **Coefficient de diffusion de Knudsen** [133] [132]:

$$C_{Kn} = \frac{4}{3} \cdot d \cdot \frac{\varepsilon}{\delta_m \cdot \tau} \cdot \left(\frac{M_v}{2\pi . \mathcal{R} . T_m} \right)^{0.5} \quad (41)$$

- **Coefficient de diffusion moléculaire** :

$$C_{mol} = \frac{M_v}{P_t - P_{a,moy}} \cdot \varepsilon \cdot D_{va} \cdot \frac{P_t}{\delta_m \cdot \tau \cdot \mathcal{R} . T_m} \quad (42)$$

- **Coefficient de diffusion de Poiseuille** :

$$C_{Po} = \frac{r_{pores}^2 \cdot \varepsilon \cdot M_v \cdot P_{a,moy}}{8\tau \cdot \delta_m \cdot \mu \cdot \mathcal{R} \cdot T_m} \quad (43)$$

Avec :

- r_{pores} : rayon moyen des pores (m)
- ε : porosité de la membrane
- δ_m : épaisseur de la membrane (m)
- τ : tortuosité
- M_v : masse molaire de la vapeur ($kg.mol^{-1}$)
- D_{va} : coefficient de diffusion binaire vapeur/air ($m^2.s^{-1}$)

- $\mathcal{R}$: constante universelle des gaz parfaits ($J.mol^{-1}.K^{-1}$)
- T_m : température moyenne à travers la membrane (K)
- P_t : pression totale (Pa)
- $P_{a,moy}$: pression partielle moyenne d'air (Pa)
- μ : viscosité dynamique du fluide (Pa.s)
- d : diamètre des pores (m)

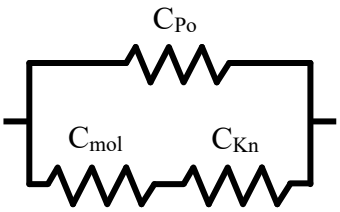
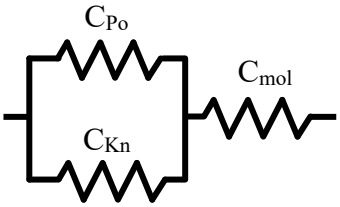
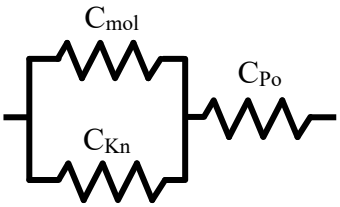
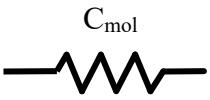
Par ailleurs, la littérature propose diverses combinaisons de modèles de diffusion pour décrire le flux de vapeur à travers la membrane (Tableau 12). Les résistances au transfert de masse dans le cadre de la distillation membranaire ont notamment été détaillées [134] (équations 45 à 50). Chen et al. ont proposé un modèle semi-empirique (validation de résultats théoriques par rapport aux essais expérimentaux) combinant les modèles de diffusion de Knudsen et d'écoulement de Poiseuille [135]. Le choix du modèle de diffusion est donc un paramètre important à étudier.

5.4 Prise en compte de la composition du mélange

La présence de sels dissous, comme le NaCl, influence la pression de vapeur de la solution côté chaud via la loi de Raoult. L'équation 44 corrige la pression de vapeur P_v^0 pour tenir compte de la fraction molaire de sel c_s. Cette diminution de la pression de vapeur impacte directement le gradient de pression partielle à travers la membrane, et donc le flux de vapeur.

$$P_v = (1 - c_s)P_v^0 \qquad (44)$$

Tableau 12 : Modèles de diffusion de vapeur en distillation membranaire

Modèle	Analogie électrique	Calcul proposé pour le coefficient de transfert de masse
Modèle DGM (Dusty Gas Model) (Hitsov et al., 2015) [85]		$C_m = \left(\frac{1}{C_{Po}} + \frac{1}{C_{mol}+C_{Kn}}\right)^{-1}$ (45)
Modèle de Schofield [136]		$C_m = \left(\frac{1}{C_{Kn}} + \frac{1}{C_{Po}}\right)^{-1} + C_{mol}$ (46)
Modèle de Ding et al., 2003 - (DCMD) - KMPT Model [137]		$C_m = \left(\frac{1}{C_{mol}} + \frac{1}{C_{Kn}}\right)^{-1} + C_{Po}$ (47)
Modèle semi-empirique (Chen et al., 2009) [135]		$C_m = C_{Kn} + C_{Po}$ (48)
Modèle de diffusion moléculaire (Khayet, 2011) [49]		$C_m = C_{mol}$ (49)
Modèle (Yao et al., 2013) – AGMD [138]		$C_m = C_{Kn} + C_{mol}$ (50)

5.5 Bilan sur les modèles de transfert de masse

Cette section met en évidence la complexité du choix entre les différents mécanismes de diffusion de Knudsen, moléculaire, ou leur combinaison en fonction du type de membrane utilisé et des conditions expérimentales.

Comme le décrit l'équation (15) le flux de vapeur dépend de la différence de pression de vapeur de chaque côté de la membrane, et comme le montre l'équation d'Antoine (40) ces pressions de vapeur dépendent de façon, exponentielle de la température. Un modèle fin de transfert de chaleur à travers l'AGMD nous permettra de déterminer les températures de chaque côté de la membrane.

6 Modélisation des phénomènes de transfert de chaleur

6.1 Equation générale

Le transfert thermique par convection forcée dans des écoulements internes est un sujet clé dans l'optimisation des échangeurs thermiques, en particulier dans les systèmes de distillation membranaire (MD). L'intégration de surfaces hydrophobes dans ces dispositifs peut modifier les conditions aux limites hydrodynamiques, induisant un phénomène de glissement à la paroi.

Dans les systèmes de distillation membranaire, le transfert de chaleur joue un rôle central dans le processus d'évaporation et de condensation de l'eau. Le flux de chaleur transféré à travers la membrane est décrit par l'équation fondamentale du flux thermique (équation (*51*).

$$\Phi_{ms} = U \cdot A \cdot (T_h - T_c) \qquad (51)$$

Où Φ_{ms} représente le flux de chaleur (en W) à travers la surface A (en m^2) de la membrane, T_h et T_c sont respectivement les températures (en K) des canaux chaud et froid, et U est le coefficient global d'échange thermique (en $W.m^{-2}.K^{-1}$). Ce dernier regroupe l'ensemble des résistances thermiques entre les deux milieux et s'exprime selon l'équation (*52)*.

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{hc_h} + R_i + \frac{1}{hc_c} \qquad (52)$$

Dans l'équation (52), hc_h et hc_c ($W.m^{-2}.K^{-1}$) sont les coefficients de convection thermique respectivement du côté chaud et du côté froid, et R_i représente la résistance thermique interne (en $m^2.K.W^{-1}$) qui est une association de résistances en parallèle et en série, prenant en compte les transferts par conduction à travers la membrane, l'air gap et différents supports et parois. L'évaporation et la condensation devront être prises en compte. Nous détaillerons ces calculs dans le chapitre 4 suivant en tenant compte de la structure de la membrane et la configuration de l'AGMD utilisées. Les coefficients de convection h_h et h_c dépendent fortement du régime d'écoulement régit par le nombre de Reynolds et sont déterminés à partir de nombres de Nusselt empiriques. Dans la suite de cette partie seront analysés les nombres de Nusselt proposés dans la littérature et le phénomène de glissement.

6.2 Corrélations du nombre de Nusselt

Dans les configurations AGMD, sont imposés le débit d'eau de mer dans un canal dit chaud et le plus souvent un débit d'eau (de mer ou pas) dans le canal dit froid, permettant la condensation de vapeur. On est en présence d'un échange thermique par convection forcée le plus souvent en régime turbulent. Les équations généralement utilisées dans la littérature [53,139,140] dans le cas d'une AGMD, sont principalement les équations de Dittus-Boelter [142] et de Gnielinski [141].

Lors de la présence d'un serpentin ou spirale d'autres équations prenant en compte le rayon de courbure sont détaillées dans le Tableau 13.

Tableau 13 : Différents nombres de Nusselt issus de la littérature

Corrélation	Formule du Nusselt (Nu)		Conditions d'application
Dittus-Boelter [142]	$Nu = 0.023 \cdot Re^{0.8} \cdot Pr^{n}$ $n = 0.4$ si chauffage (flux de chaleur vers l'eau) $n = 0.3$ si refroidissement Pr : nombre de Prandtl	(*53*)	Base pour tube droit, $0.7 < Pr < 160$, $Re > 3000$)
Gnielinski [141]	$Nu = \frac{(f/8)(Re - 1000)Pr}{1 + 12.7(f/8)^{1/2}(Pr^{2/3} - 1)}$ avec $f = (0.79\ln Re - 1.64)^{-2}$ f : facteur de friction	(*54*)	Base pour tube droit, mais souvent ajustée pour serpentins par un facteur de correction, $2300 < Re < 5 \times 10^{6}$, $0.5 < Pr < 2000$
Mori et Nakayama [142]	$Nu = 0.023 Re^{0.85} Pr^{0.4} \left(\frac{d}{r_c}\right)^{0.1}$ Avec r_c : rayon de courbure du serpentin	(*55*)	Régime turbulent, tube hélicoïdal ou serpentin, introduit l'effet de la courbure via d/R_c
Xin et Ebadian [143]	$Nu = 0.27 Re^{0.63} Pr^{0.36} \left(\frac{d}{r_c}\right)^{0.22}$	(*56*)	Tube hélicoïdal pour de l'eau, des huiles, de l'air, basée sur des données expérimentales sur serpentins
Kumar et al. [144]	$Nu = 0.021 Re^{0.8} Pr^{0.4} \left(\frac{d}{r_c}\right)^{0.1}$	(*57*)	Serpentin, haute turbulence, utilisée dans de nombreuses études pratiques
Seban et McLaughlin [145]	$Nu = 0.86 Re^{0.5} Pr^{0.33}$	(*58*)	Turbulent léger, tube hélicoïdal ou serpentin, valable pour $De < 200$ nombre de Dean $De = Re \left(\frac{d}{R_c}\right)^{0.5}$

Les nombres de Reynolds (Re) et Prandtl (Pr) sont donnés par les équations suivantes :

$$Re = \frac{\rho V dh}{\mu} \quad (59)$$

$$Pr = \frac{\mu Cp}{\lambda} \quad (60)$$

Avec

- P, la masse volumique de l'eau ($kg.m^{-3}$)
- V, la vitesse moyenne ($m.s^{-1}$)
- dh, le diamètre hydraulique (m)
- μ, la viscosité dynamique (Pa.s)
- Cp, la capacité thermique spécifique ($J.kg^{-1}.K^{-1}$)
- λ, la conductivité thermique ($W.m^{-1}.K^{-1}$)

Le choix du nombre de Nusselt est important car pour des débits plus grands, on peut observer une différence de 20 % entre les deux principales équations Dittus-Boelter et de Gnielinski, ce qui influe sur la température de surface de membrane et donc sur la pression de vapeur et in fine sur le flux de vapeur traversant la membrane. La Figure 44 illustre cette différence en comparant les corrélations de Nusselt (Dittus-Boelter et de Gnielinski) dans le cas d'un écoulement d'eau salée (35g/l) dans une section rectangulaire de (7 mm × 8 mm), d'une longueur totale de 1,1 m avec 10 coudes. Pour des débits compris entre 0 et 20 L/min et des températures variant de 40 °C à 90 °C.

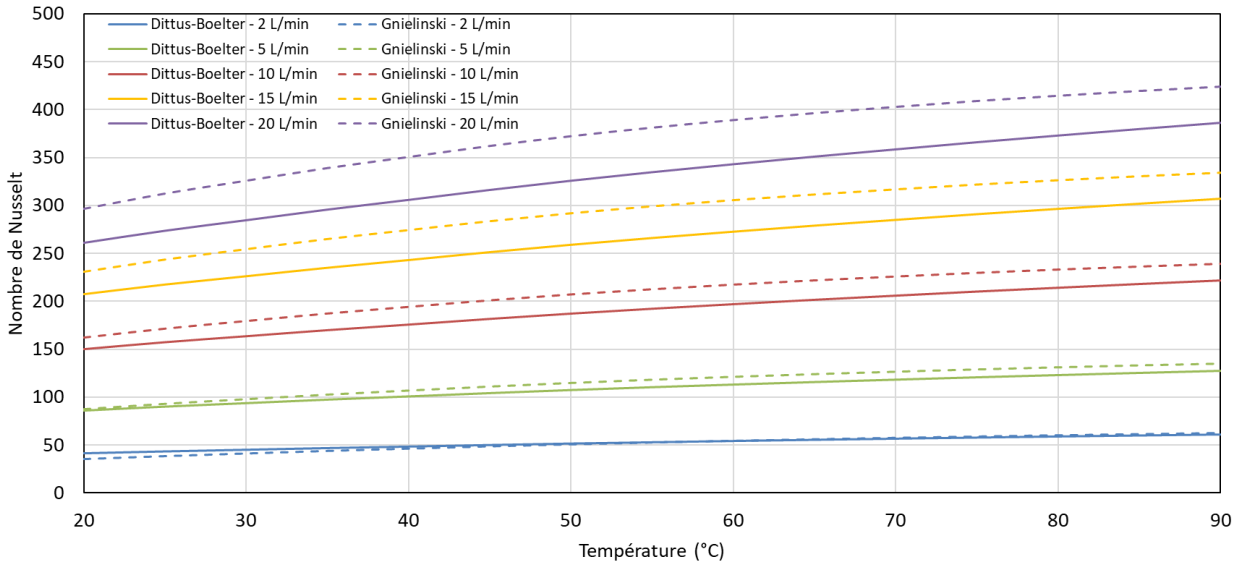


Figure 44: Comparaison des corrélations de Nusselt (Dittus-Boelter vs. Gnielinski) pour un écoulement dans un tube rectangulaire

Pour un écoulement le long d'une paroi hydrophobe, le nombre de Nusselt doit tenir compte du phénomène de glissement.

6.3 Phénomène de glissement

Le phénomène de glissement se produit lors d'un contact d'un fluide avec une membrane hydrophobe, ce qui est notre cas. Le long d'une membrane hydrophobe, l'eau n'adhère pas totalement à la surface ; on observe un glissement de la vitesse à la paroi, contrairement à la condition classique de non-glissement ($u = 0$ à la paroi). Ce phénomène entraîne une réduction de la résistance au cisaillement, une modification du profil de vitesse, une augmentation de l'échange thermique et donc du nombre de Nusselt.

La longueur de glissement b est définie comme la distance virtuelle où la vitesse s'annulerait si elle suivait le profil du fluide. La condition de glissement est donnée par l'équation *(61)*.

$$u(y = 0) = b \frac{\partial u}{\partial y} |_{y=0} \qquad (61)$$

Rothstein et al. [146] ont été parmi les premiers à démontrer expérimentalement que les surfaces superhydrophobes peuvent réduire la traînée dans des écoulements laminaires. Ils ont mesuré des longueurs de glissement supérieures à 25 µm. Orfi et al [147] montrent que l'effet de glissement, souvent négligé dans les modèles classiques, joue un rôle positif et mesurable sur les performances thermiques et de production des unités AGMD, modifie la distribution des vitesses, réduit la polarisation thermique (moins de chute de température à l'interface) et que le coefficient de transfert de chaleur convectif local (hc) augmente significativement à l'entrée du canal lorsque le glissement est considéré. Par modélisation validée sur une étude expérimentale, Orfi et al. montrent que l'introduction du glissement augmente le flux de perméat (jusqu'à +33%) et l'efficacité thermique (jusqu'à +1.7 %) pour des longueurs de glissement b allant de 0 à 200 µm.

Certains auteurs (*Tableau 14*) montrent que le coefficient b peut aller de : $b = 0.4\,\mu m$ à $1\,\mu m$ pour des Surfaces hydrophobes, et de $b = 25\,\mu m$ à $185\,\mu m$ pour des surfaces super hydrophobes.

Le nombre de Nusselt corrigé pour une paroi glissante peut être modifié par un facteur multiplicatif basé sur le rapport b/dh, où dh est le diamètre hydraulique du canal ou du tube. Nous obtenons le nombre de Nusselt (Nu_{slip}) prenant en compte le phénomène de glissement, suivant :

$$Nu_{slip} = Nu\left(1 + \alpha\frac{b}{dh}\right) \qquad (62)$$

Où :

- Nu : Nusselt classique (ex. Dittus-Boelter ou Gnielinski)
- α : coefficient empirique (valeurs typiques : 1 à 3 selon les études)
- b/dh : rapport de glissement

D'autres auteurs font apparaitre un nombre de Nusselt prenant en compte le coefficient de friction ou d'autres la vitesse de frottement. Le coefficient est souvent pris α =1 et la longueur de glissement b est souvent mesurée expérimentalement.

Le *Tableau 14* donne un comparatif des principales études sur le phénomène de glissement (slip) sur les membranes hydrophobes, avec les valeurs du paramètre de glissement b, l'impact observé sur le nombre de Nusselt, et les sources correspondantes :

Tableau 14 : Comparatif des principales études sur le phénomène de glissement (slip)

Référence	**Surface**	**Valeur de b**	**Impact sur Nusselt**
Tretheway & Meinhart [148]	Hydrophobe (microcanal)	~1 µm	Augmentation du transfert thermique local
Pit et al. [149]	Hydrophobe (OTS)	0.4 µm	Glissement modifie conditions limite
Cottin-Bizonne et al. [150]	Hydrophile & Hydrophobe (comparaison)	0.02 µm	Peu d'effet sur surfaces hydrophiles
Choi & Kim [151]	Superhydrophobe	> 185 µm	Réduction significative de la résistance Thermique
Lauga et al. [152]	Revue générale (hydrophobe et hydrophile)	Variable selon les cas	Revue des modifications de Nusselt
Joseph & Tabeling [153]	Hydrophobe (mesure micro-PIV)	Mesures expérimentales précises	Influence directe observée

7 Conclusion du second chapitre

La distillation membranaire (MD) s'impose comme une technologie prometteuse pour le traitement de l'eau, en particulier pour le dessalement et la valorisation de solutions concentrées. Ce procédé repose sur le passage sélectif de la vapeur à travers une membrane hydrophobe, combinant ainsi les principes de séparation thermique et de filtration membranaire.

L'analyse des indicateurs de performance tels que le taux de rejet des sels, le GOR, le SEC, le SEEC, le STEC et le flux de perméat permet d'évaluer l'efficacité énergétique et la rentabilité du procédé. Chaque configuration de MD — DCMD, AGMD, VMD, SGMD — présente des avantages et des limites spécifiques, dictées par les conditions de fonctionnement et les applications visées. Les récentes avancées technologiques ont permis d'optimiser ces configurations, rendant la MD plus compétitive face aux technologies conventionnelles.

Les performances de la MD dépendent fortement des caractéristiques des membranes utilisées. Le choix des matériaux, les méthodes de fabrication, ainsi que les propriétés physiques telles que l'angle de contact, la porosité, la tortuosité ou encore la conductivité thermique influencent directement le transfert de masse et de chaleur.

La modélisation des phénomènes de transfert, aussi bien de masse que de chaleur, est essentielle pour comprendre et prédire le comportement du système. Les approches théoriques développées, allant des modèles simplifiés aux modèles généralisés (Fick modifié), permettent une meilleure prise en compte de la microstructure membranaire, de la composition du mélange et des conditions opératoires. Ces modélisations sont complétées par des corrélations thermiques (comme celles du nombre de Nusselt) et l'étude de phénomènes spécifiques tels que le glissement.

La modélisation complète de ces phénomènes dépend de de la configuration de l'AGMD et des caractéristiques de la membrane utilisée et bien sur des conditions de fonctionnement de notre module de dessalement.

Avant d'aborder la modélisation complète, que nous validerons avec des données expérimentales, nous allons décrire le module de dessalement utilisé, sa membrane, le protocole expérimental et présenter les résultats expérimentaux.

Chapitre 3 : Etude expérimentale

1 Introduction

Dans ce chapitre, nous établirons un protocole expérimental visant à étudier l'influence de différentes conditions opératoires sur le processus de distillation membranaire. Cela inclura la construction et l'instrumentation d'un banc d'essai, suivies de la comparaison et de la validation des résultats obtenus avec les données dans la littérature. Une analyse statistique sera ensuite menée pour évaluer l'impact de chaque paramètre expérimental. Enfin, un modèle empirique sera proposé afin d'estimer le flux de perméat en fonction des hypothèses formulées et des paramètres du banc d'essai.

2 Banc d'essais

Ce chapitre présente une étude expérimentale visant à caractériser une installation pilote de distillation à membrane à air gap (AGMD). Dans un premier temps, nous décrirons le protocole expérimental. Cette technique présente l'avantage d'être compatible avec une pompe à chaleur ou positionné en série avec l'osmose inverse (RO). Ensuite, nous examinerons et discuterons les résultats de l'étude. Les expérimentations ont été réalisées sur une installation pilote mise à disposition par des collègues de l'ISCR (Institut des Sciences Chimiques de Rennes de l'Université de Rennes 1). L'unité a été équipée de son instrumentation au LGCGM de l'IUT de Saint-Malo. Ces expériences visent à explorer l'impact de la température (T_h) et du débit du canal chaud (Q_h), la température (T_c) et du débit (Q_c) du canal froid, ainsi que celui de l'air gap sur le flux de perméat. Les autres indicateurs de performances peuvent être calculés à partir du flux perméat pour des installations industrielles.

2.1 Présentation du module AGMD

L'étude expérimentale de la membrane est effectuée sur une installation à échelle laboratoire du type AGMD (Figure 45), Ce module peut être employé pour la séparation de produits non volatils, et il sera spécifiquement utilisé pour le dessalement de l'eau de mer, ce module se compose de trois compartiments principaux : un intervalle d'air (1), un canal chaud (2) et un canal froid (3).

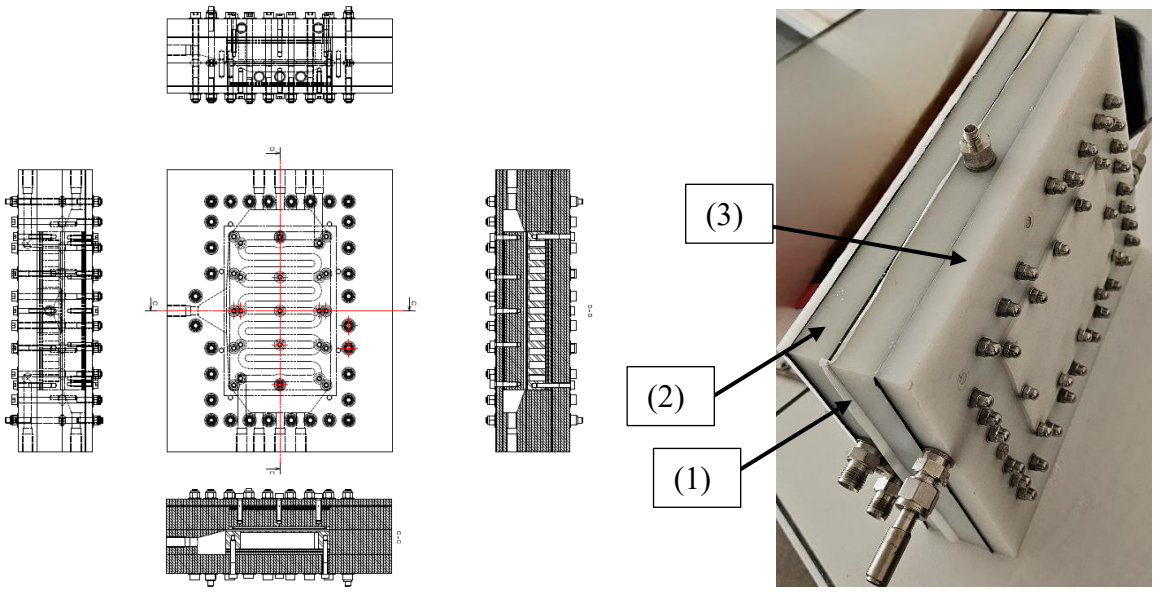


Figure 45 : Dessin d'ensemble du module d'AGMD

Le module AGMD illustré dans les Figure 45 est fabriqué en Téflon et comprend deux canaux distincts : un canal d'eau chaude de section rectangulaire (10 cm de largeur et 3 mm d'épaisseur) équipé d'un spacer destiné à augmenter la turbulence (*Figure 47*), et un canal d'eau froide constitué d'un serpentin de section carrée (6 mm × 6 mm) et de 1 mètre de longueur (*Figure 46*). Entre ces deux canaux se trouve un air gap dont l'épaisseur peut varier entre 1 mm et 3 mm, contenant un second spacer servant à maintenir la membrane en place (*Figure 47*). Le module est conçu pour étudier le procédé AGMD à l'aide d'une membrane hydrophobe de surface 10 cm × 14 cm. Un orifice de 5 mm de diamètre est prévu pour la collecte du perméat.

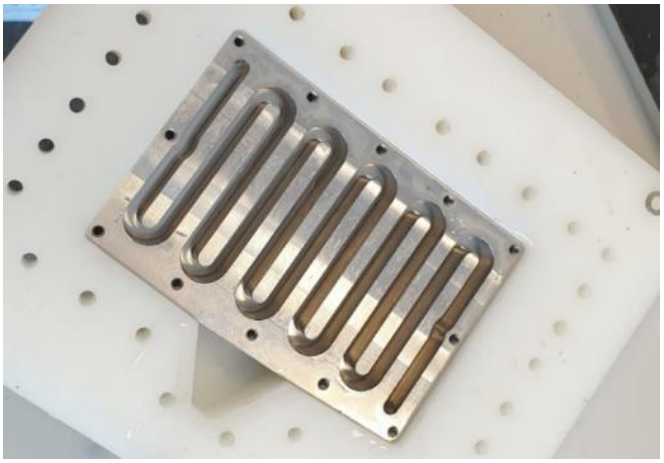


Figure 46 : Canal froid

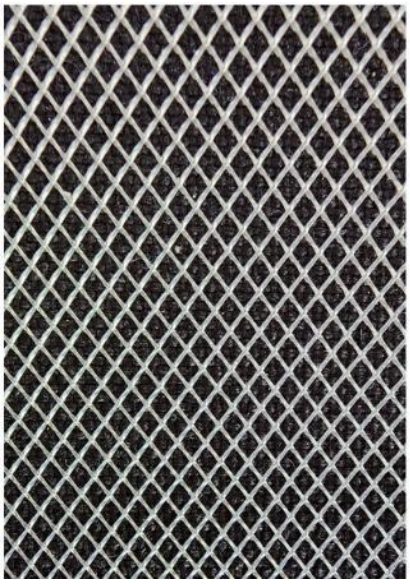


Figure 47 : Spacer

Le spacer est fabriqué en polypropylène. Les mailles présentent une structure à deux niveaux où les filaments transversaux sont soudés et forment un angle interne de 90°. Il est orienté à un angle de 45° avec l'écoulement (angle d'attaque de l'écoulement). Ce spacer permet de maintenir l'épaisseur de l'air gap, son épaisseur est de 1mm, pour obtenir un espace gap plus grand on ajoute des spacers l'un sur l'autre. Ce spacer maintien la membrane d'un côté et touche une paroi en inox en contact avec le canal froid de l'autre. Cette paroi en inox a une épaisseur de 1.5 mm.

2.2 Instrumentation

Afin de valider nos résultats expérimentaux et de caractériser la membrane, nous avons conçu et mis en place un banc d'essai fortement instrumenté, tel qu'illustré (*Figure 48*, *Figure 49*). Ce banc d'essai est équipé de deux bains thermostatés afin de contrôler les températures et d'assurer la circulation de l'eau dans les circuits froid et chaud, ainsi que deux débitmètres. Nous avons également installé six thermocouples et deux manomètres, préalablement paramétrés et calibrés sur d'autres bancs d'essai, ainsi qu'une balance de haute précision. Le processus de calibration et de paramétrage de tous les instruments de mesure a demandé un temps considérable afin d'assurer la précision des mesures. Tous les capteurs sont connectés à un système d'acquisition LabVIEW. De plus, nous avons développé une interface LabVIEW pour rendre le déroulement des expériences plus autonome.

(1) : Module AGMD
(2) : Module d'acquisition LabVIEW
(3) : Interface LabVIEW

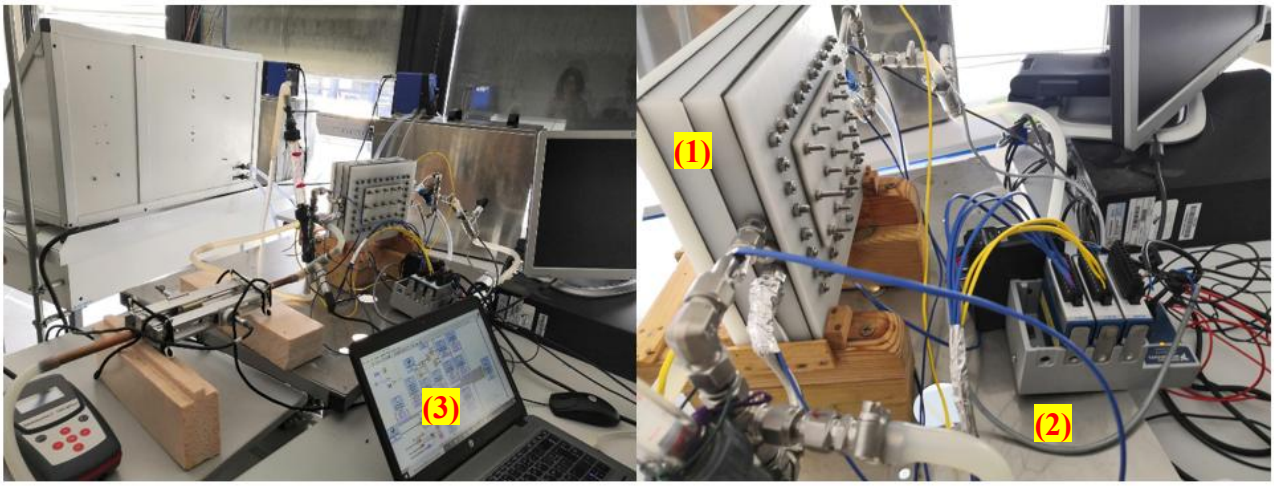


Figure 48 : Installation et instrumentation du module

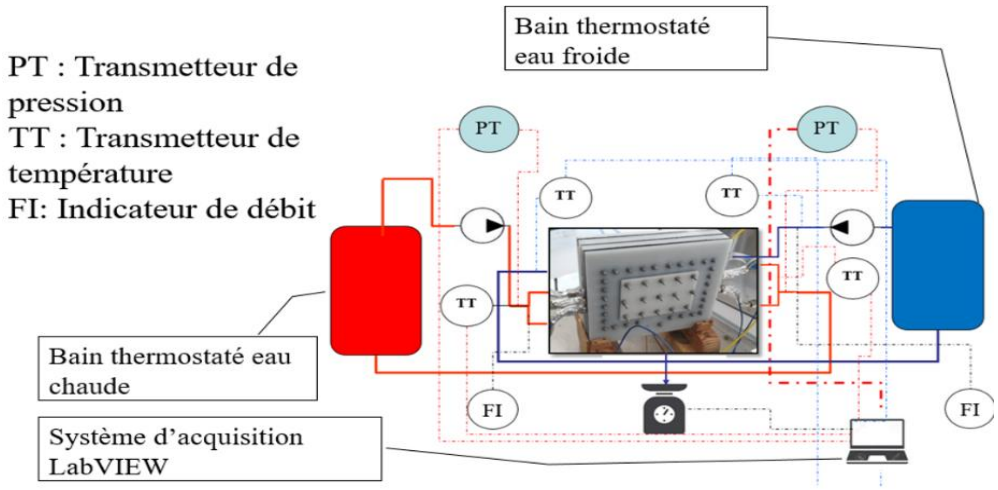


Figure 49 : Schéma du banc expérimental

2.2.1 Circuit d'eau chaude

Le circuit d'eau chaude est équipé d'un bain thermostaté pour maintenir la température, d'une pompe modèle « CORIO CD 230 V 50 Hz » pour assurer la circulation de l'eau dans le canal chaud (voir Figure 50), d'une vanne pour ajuster le débit (Q_h) permettant de faire varier le débit de 0,7 L/min à 2,6 L/min avec une précision de 0,1 L/min, ainsi que de quatre thermocouples. Deux sont positionnés

à l'entrée (T_3 et T_4) et deux à la sortie (T_1 et T_2), de types T, connus pour leur grande étendue de mesure et leur précision (Figure 50, Tableau 15).

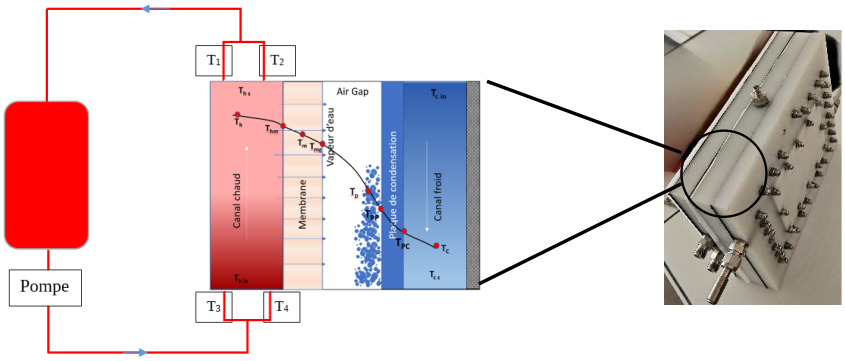


Figure 50 : Circuit d'eau chaude

Tableau 15 : Données thermocouples

Type	Plage de température	Incertitude
T	-250°C à 350°C	± 0,5°C

2.2.2 Circuit d'eau froide

Le circuit d'eau froide est équipé d'un bain thermostaté pour maintenir la température, d'une pompe de type « POLYSAT CC1 » pour assurer la circulation de l'eau dans le canal froid (voir *Figure 51*), d'une vanne pour ajuster le débit (Q_c) permettant, comme dans le circuit d'eau chaude, de faire varier le débit de 0,7 L/min à 2,6 L/min avec une précision de 0,1 L/min, ainsi que de deux thermocouples, un positionné à l'entrée (T_5) et le deuxième à la sortie (T_6), de type T, avec une précision, tel que présenté dans le *Tableau 15*.

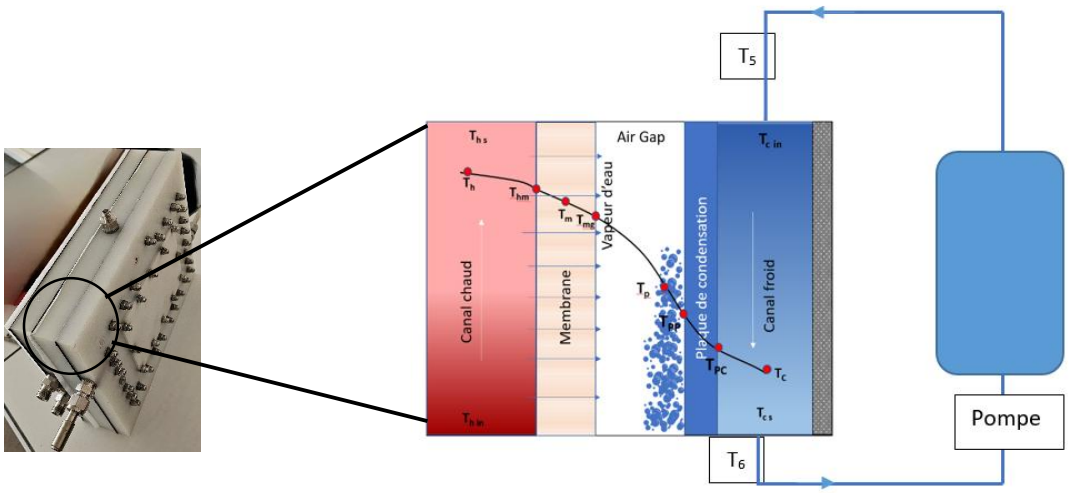


Figure 51 : Circuit d'eau froide

2.2.3 Balance et conductimètre

Une balance de marque ADAMS avec une incertitude de lecture de 0,01 g et une capacité maximum de 1600 g est utilisée pour mesurer la masse du perméat (distillat) produit. Des échantillons de perméat sont prélevés pour effectuer des mesures de conductivité électrique à l'aide d'un conductimètre. Les mesures de conductivité permettent d'évaluer la présence des minéraux dans le

perméat et dans l'eau d'alimentation. Ces mesures sont réalisées à l'aide d'un conductimètre de marque « METTLER TOLEDO LE438 » avec une précision de 0,5 % et une plage de mesure de conductivité allant de 10 µS.cm^{-1} à 200 mS.cm^{-1}.

Les données de conductivité du perméat et de l'eau d'alimentation initiale sont comparées pour les mêmes expériences, offrant ainsi des renseignements sur les niveaux de concentration des sels dans l'eau d'alimentation et dans le retentât, ainsi que sur le taux de rejet. Le taux de rejet des sels rend compte en pourcentage de l'efficacité de l'élimination des sels dans le perméat par rapport à la concentration dans le retentât. Ces mesures de conductivité du retentât ($C_{rêt}$) et du perméat (C_{per}) permettent de calculer le taux de rejet des sels en utilisant l'équation (*1*).

3 Essais expérimentaux

3.1 Caractéristiques de la membrane

Dans cette étude, nous avons utilisé des membranes microporeuses hydrophobes en polytétrafluoroéthylène (PTFE) fournies par Sterlitech. Ces membranes présentent une taille moyenne de pores de 0,2 µm, une porosité de 80 % et une épaisseur de 100 µm. Les autres caractéristiques données par le fabricant sont reportées dans le *Tableau 16*.

Tableau 16: Caractéristiques de la membrane

Paramètres	**Valeur**
Epaisseur (µm)	76-152
Taille des pores (µm)	0.2
La température maximale d'utilisation (°C)	260
Porosité (%)	80
Tortuosité (-)	1,3
Perméabilité à l'air (L/min/cm² à 70 mbar)	0,26-0,55
Pression d'entrée de l'eau (bar)	> 2,55
Point de bulle de l'IPA (bar)	≥ 1,17

Le PTFE a été choisi pour ses excellentes propriétés physico-chimiques, notamment sa forte hydrophobicité, sa résistance chimique élevée et sa stabilité thermique, qui en font un matériau particulièrement adapté aux procédés de distillation membranaire [154], assurant ainsi un transfert de masse uniquement sous forme de vapeur.

Les membranes en PTFE hydrophobes sont employées dans notre module AGMD, conçu pour résister à des températures élevées, environ 260°C [154].

La structure interne de la membrane a été analysée à l'aide d'un microscope électronique à balayage (MEB). Les images obtenues à différentes échelles (500 µm, 100 µm, 10 µm et 2 µm) sont présentées dans la Figure 52, illustrant la morphologie poreuse et la distribution homogène des pores à travers l'épaisseur de la membrane.

Les dimensions de la membrane utilisée dans la cellule AGMD de test sont de 25 cm de longueur par 20 cm de largeur.

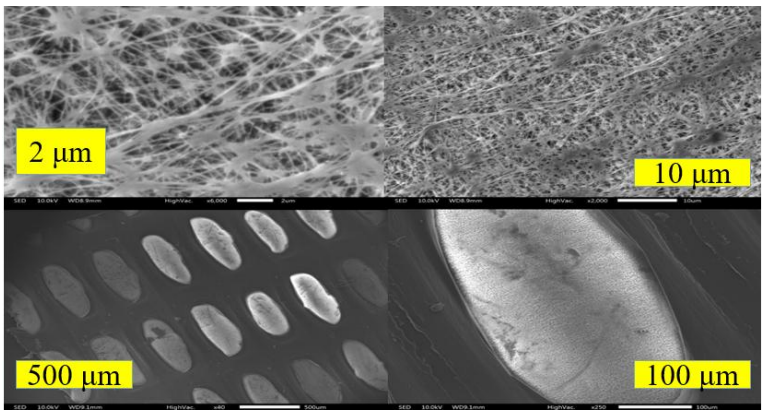


Figure 52 : Image MEB de la structure de la membrane

L'image MEB (*Figure 52*) révèle une structure composée de deux parties distinctes : la couche active (partie blanche) et la structure porteuse (support gris). La couche active, qui représente environ 35 % de la membrane, constitue la surface fonctionnelle responsable des échanges thermiques et du transfert de masse. Elle joue un rôle clé dans le transport de la vapeur d'eau. En revanche, le support, représentant 65 % de la membrane, offre une stabilité mécanique et un soutien structurel à la couche active, mais n'intervient pas directement dans les processus de séparation. Cette répartition influence les performances globales : la prédominance de la structure porteuse limite la surface réellement active, ce qui a un impact significatif sur les simulations et les prédictions de flux. Les modèles doivent donc intégrer ce rapport pour évaluer avec précision les performances de la membrane en AGMD, en tenant compte de la contribution réduite de la couche active [154].

Une première série d'essais est réalisée afin de vérifier le bon fonctionnement du banc expérimental après l'achèvement du montage. L'acquisition des données est assurée à l'aide du logiciel LabVIEW, permettant la génération automatique de fichiers Excel regroupant l'ensemble des mesures effectuées.

Avant le lancement de l'enregistrement des données, un temps d'attente d'environ 1h est systématiquement respecté afin de garantir l'atteinte d'un régime de fonctionnement stable. Ce choix est fondé sur la répétition des expériences préliminaires, qui ont montré que le flux de perméat se stabilise généralement après environ 45 min de fonctionnement. Par précaution, et afin de tenir compte des variations expérimentales possibles (inertie thermique du système, fluctuations de température ou de débit), une marge de sécurité de 15 min a été ajoutée, conduisant à un temps d'attente total d'1 heure avant toute mesure.

Une fois le régime stationnaire atteint, l'acquisition des données est lancée pour une durée d'une heure, avec une fréquence d'échantillonnage fixée à une mesure toutes les 20 secondes pour chacun des paramètres. L'incertitude associée à chaque mesure est estimée à ± 0,05 $g \cdot s^{-1}$ (Figure 53).
L'objectif de cette étude expérimentale est d'analyser l'influence de plusieurs facteurs sur la quantité de perméat, dans le but de maximiser cette quantité en sélectionnant les conditions optimales.

3.2 Protocole d'expériences

Nous avons élaboré un plan d'expériences visant à étudier l'impact de six facteurs sur la production d'eau douce qui vont être variés un par un ou simultanément pour plusieurs d'entre eux (le plan d'expérience se trouve en Annexe 1). Ces facteurs comprennent la température d'entrée du canal chaud (T_h), la température d'entrée du canal froid (T_c), l'espacement d'air entre le canal froid et le canal chaud (Air_Gap), le débit d'entrée (Q_h), le débit d'entrée du canal froid (Q_c) et la salinité (S).
L'objectif de cette étude est donc de développer un modèle de régression polynomiale à six facteurs, variables simultanément ou non, afin d'évaluer la significativité de chacun de ces facteurs sur la

production de perméat. Cette approche permettra de construire un modèle empirique prédictif du flux de perméat, en tenant compte des hypothèses définies dans notre plan d'expérience.

Les spécifications de la membrane sont définies dans le *Tableau 16*. Dans tous les tests, le système de refroidissement maintient une température régulée. Les tests sont menés avec une solution synthétique d'eau de mer contenant des concentrations en sels de 35 g/L et 70 g/L, ainsi qu'avec de l'eau du robinet. Les valeurs de conductivité mesurées sont répertoriées dans le *Tableau 17* pour les différentes solutions d'alimentation préparées.

Tableau 17 : Valeurs de conductivité mesurées

Conductivité mesurée (µS/cm)	
Eau du robinet	480
L'eau déminéralisée	0.86
Solution synthétique S = 35g/L	659
Solution synthétique S = 70g/L	1400

La plage de température sélectionnée pour cette étude expérimentale correspond aux températures de chauffage typiques d'une pompe à chaleur standard ou à haute température (25 à 80 °C). Les débits varient entre 1,5 et 2.5 L/min pour l'alimentation en eau chaude et en eau froide.

Le processus de calibration et de paramétrage de tous les instruments de mesure est réalisé afin d'assurer la précision des mesures. Tous les capteurs sont connectés à un système d'acquisition LabVIEW. Avec l'interface développée sur LabVIEW, nous pouvons recueillir et suivre les mesures des différents paramètres, tels que les températures T_{hin}, T_{hout}, T_{cin}, T_{cout}, la pression P_{in}, P_{out} et la masse (m) du perméat. Après avoir calibré les capteurs, les mesures ont été enregistrées toutes les 20 secondes à l'aide de notre système d'acquisition (LabVIEW).

3.3 Essais de répétabilité

Nous avons réalisé 3 essais afin d'évaluer la reproductibilité des mesures, en maintenant constantes les conditions expérimentales suivantes : T_{hin} ou T_h = 60 °C, T_{cin} ou T_c = 20 °C, un air gap de 2 mm et des débits égaux $Q_h = Q_c$ = 1,5 L/min.

Le protocole expérimental adopté pour chaque essai est identique. Dans un premier temps, le bain thermostaté du canal chaud est réglé à la température imposée, tandis que le bain thermostaté du canal froid est fixé à 20 °C. Les débits des canaux chaud et froid sont ensuite ajustés aux valeurs souhaitées. Une fois l'ensemble des conditions établies, le système est laissé en fonctionnement jusqu'à la stabilisation du débit massique du perméat. L'acquisition des données est alors lancée pendant une durée d'une heure.

Ce protocole est répété à l'identique pour chacun des trois essais, réalisés sur des jours différents, notamment à un jour d'intervalle, afin d'évaluer la stabilité et la répétabilité du dispositif expérimental. Les résultats obtenus montrent une très bonne cohérence entre les essais, comme illustré par la Figure 53, avec une marge d'erreur très faible, de l'ordre de 0,05 g/s. Ces résultats

confirment la bonne répétabilité des mesures et permettent de poursuivre les autres mesures expérimentales.

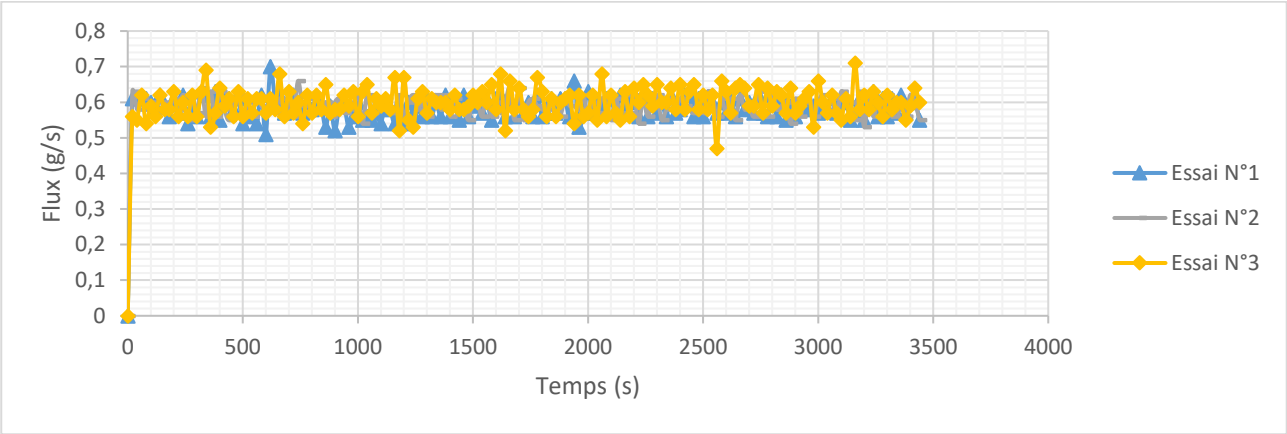


Figure 53 : Essais de répétabilité

3.4 Validation des mesures expérimentales

Les premières mesures ont été effectuées afin de tester l'installation pilote. Au cours de cette étude, nous examinons comment le flux de perméat évolue en fonction de différentes températures d'alimentation en eau chaude.

Nous avons utilisé les résultats expérimentaux de A.S. Alsaadi et al. [155], Diaby et al. [63], et Baek-Gyu Im et al. [18] pour les comparer avec les résultats de notre propre banc d'essai *Figure 54*. Cependant, une comparaison globale est complexe en raison des différences de conditions de test, comme indiqué dans le Tableau 18. Nous remarquons que le flux de perméat en fonction de la température du canal chaud (T_h) est nettement supérieur à celui des études mentionnées précédemment, probablement en raison d'une épaisseur d'air gap inférieur par rapport aux autres. Donc, la validité des mesures expérimentales est confirmée.

Tableau 18 : Condition de test pour chaque référence

Références	**T_c (°C)**	**Q_c (L/min)**	**Q_h (L/min)**	**d_{pores} (µm)**	**Air gap (mm)**	**Type d'eau**
A.S. Alsaadi et al. [155]	20	1.5	1.5	0.2	9	eau de mer
Diaby et al. [54]	17	2.2	5.5	0.2	3	eau du réseau
Baek-Gyu Im et al. [18]	20	1.5	1.5	0.2	9	------
Essai personnel	20	1.5	1.2	0.2	2	eau de mer

Le plan d'expériences (en annexe A1) vise à étudier l'influence de plusieurs paramètres sur le flux de perméat dans un procédé de distillation membranaire. Il est établi pour six facteurs expérimentaux. La température de la solution chaude (T_h) varie entre environ 39 °C et 78 °C, ce qui permet d'analyser son effet sur le transfert de masse. La température de la solution froide (T_c) est quant à elle maintenue constante à 20 °C, servant ainsi de référence pour l'évaluation des performances thermiques.

L'épaisseur de l'air gap est fixée par l'empilement de spacers d'1 mm d'épaisseur les uns sur les autres tel que le permettait le dispositif. La littérature montre que le flux de perméat augmente lorsque l'air gap diminue. L'étude s'est donc concentrée sur de faibles épaisseurs, à 1 et 2 mm, afin de maximiser le flux et d'étudier la modulation de la résistance thermique entre les deux compartiments du module. Les débits volumiques du circuit chaud (Q_h) et du circuit froid (Q_c) sont maintenus constants respectivement à 2,6 L/min et 1,6 L/min, S=35g/L, assurant ainsi des conditions d'écoulement stables pour chaque série d'essai qui dure 1 heure.

Un autre facteur clé est testé aussi dans ce plan est la concentration en sel à l'entrée (S), avec valeurs allant de 35 à 200 g/L. Cette variation permet d'évaluer l'effet de la salinité sur le gradient de pression de vapeur et, par conséquent, sur le flux de perméat. Ce plan expérimental, combinant des conditions thermiques et physico-chimiques variées, a pour objectif d'identifier les effets de chaque paramètre et combinés des facteurs sur la performance du système. Les résultats issus de ces expériences serviront de base pour construire un modèle empirique permettant de prédire le comportement du flux de perméat en fonction des conditions opératoires.

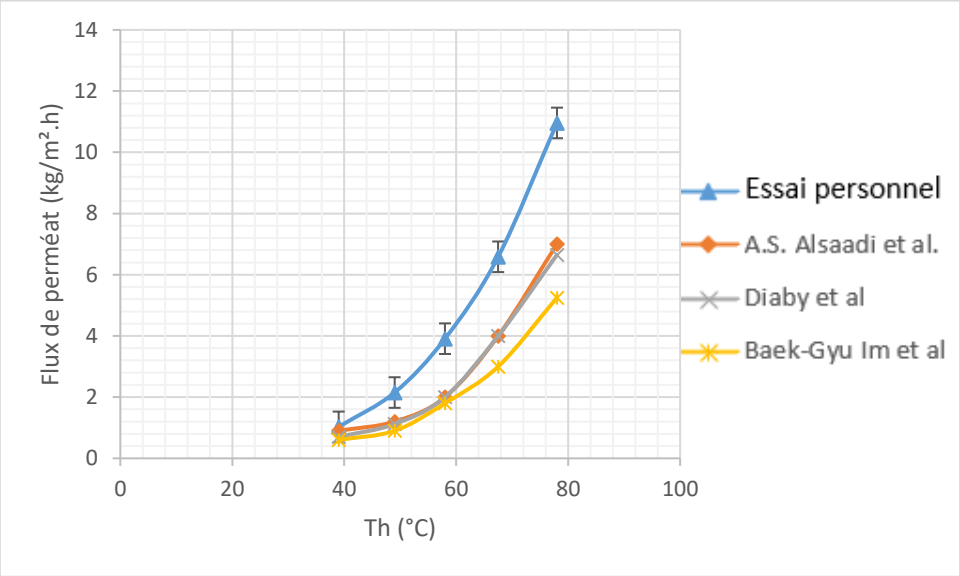


Figure 54 : Comparaison du flux de perméat mesuré expérimentalement avec ceux de la littérature

3.5 Effet de la température de l'alimentation (T_h)

Les mesures pour cette expérience ont été initiées à une température de 39 °C et ont été progressivement augmentées jusqu'à 78 °C, avec des relevés effectués toutes les 20 secondes. Le débit d'alimentation en eau froide était de Q_c = 1.6 L/min, avec un Air gap de 1 mm, une salinité S = 70 $g.L^{-1}$, ce choix est justifié par la volonté d'éviter la vidange du banc d'essai entre les séries de tests, et une température d'eau froide T_c = 20 °C.

La *Figure 55* met en évidence une augmentation significative du flux de perméat en fonction de la température d'alimentation (T_h), pour les deux débits, 2,6 L/min et 1,6 L/min. Cette augmentation est exponentielle car elle est principalement pilotée par l'équation d'Antoine (équation *(40)*) et malgré une salinité élevée, démontrant ainsi une production intéressante. Cette augmentation du flux de perméat observée est due à l'augmentation de la force motrice du transfert, c'est-à-dire le gradient de pression de vapeur entre les deux surfaces de la membrane, lorsque la température d'alimentation augmente. D'un autre côté, nous remarquons que le débit d'alimentation en eau chaude a une influence assez peu significative sur la production du perméat et cela est dû à un coefficient d'échange par convection légèrement plus élevé quand le débit augmente. La résistance au transfert convectif diminue, ce qui entraîne une augmentation de la polarisation thermique [156] entre les surfaces de la membrane . Cette polarisation correspond à une différence de température entre les deux côtés de la membrane, réduisant l'efficacité de l'échange de chaleur. En conséquence, le gradient de pression de vapeur devient élevé, ce qui impacte le transfert de masse à travers la membrane.

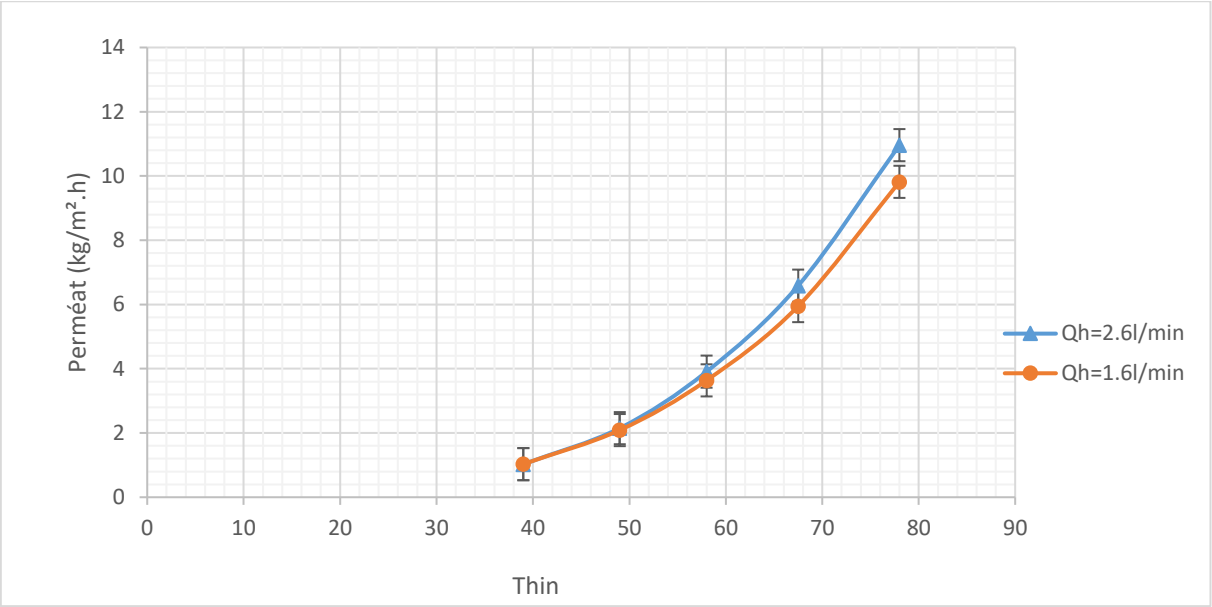


Figure 55 : Flux de perméat en fonction de la température du canal chaud (S = 70 g/L)

3.6 Effet de la température de l'alimentation en eau froide (T_c)

Les mesures ont commencé à une température de 46 °C et la température a été progressivement augmentée jusqu'à atteindre 78 °C, avec des relevés pris toutes les 20 secondes. Le débit d'eau froide d'alimentation était Q_c = 1,6 L/min et celui d'eau chaude était de 3 L/min, avec une salinité S = 5 g/L, un air gap de 1 mm et deux températures d'eau froide T_c de 20 °C et 13 °C.

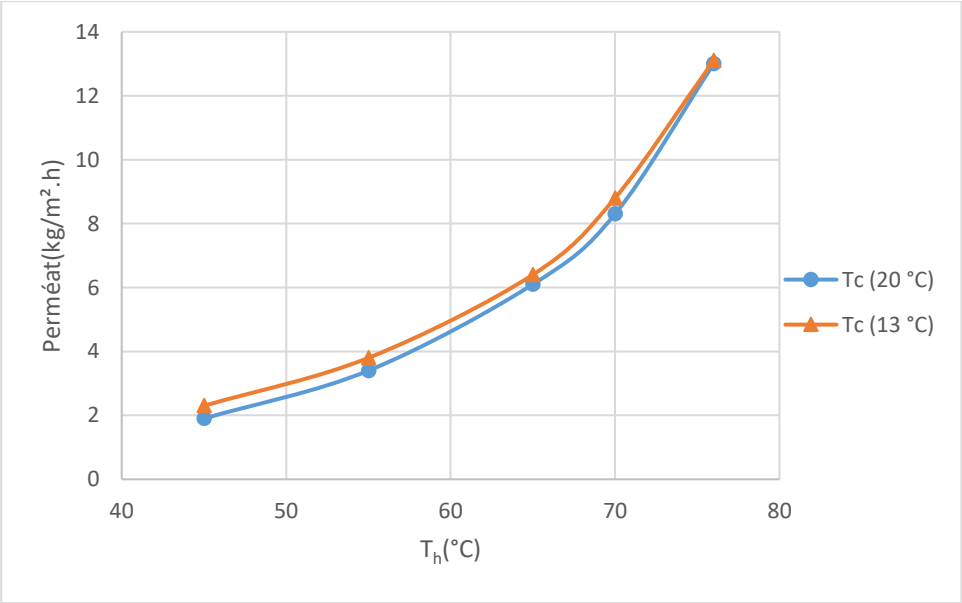


Figure 56 : Effet de la température d'eau froide

Nous observons sur la Figure 56 que la température d'entrée de l'eau froide a peu d'impact sur la production du flux de perméat. L'évolution du flux de perméat en fonction de la température de l'eau chaude pour une température d'entrée de 20 °C est presque identique à celle pour une température

d'entrée de 13 °C. Cela peut s'expliquer par une faible influence de la température d'eau froide sur la pression de vapeur dans l'air gap et donc sur le gradient de vapeur entre le canal chaud et l'air gap.

3.7 Effet de la salinité

Comme mentionné précédemment, l'eau utilisée dans cette expérience est une eau synthétique préparée au laboratoire. Nous avons comparé le flux de perméat pour plusieurs valeurs de salinité allant de 35 g/L, à S = 200 g/L. Les mesures ont débuté à une température de 42 °C et ont été progressivement augmentées jusqu'à 78 °C, avec des relevés effectués toutes les 20 secondes. Le débit d'alimentation en eau froide était de Q_c = 1,6 L/min et Q_h = 2,6 L/min avec un espace d'air gap de 1 mm et une température d'eau froide de T_c = 20 °C.

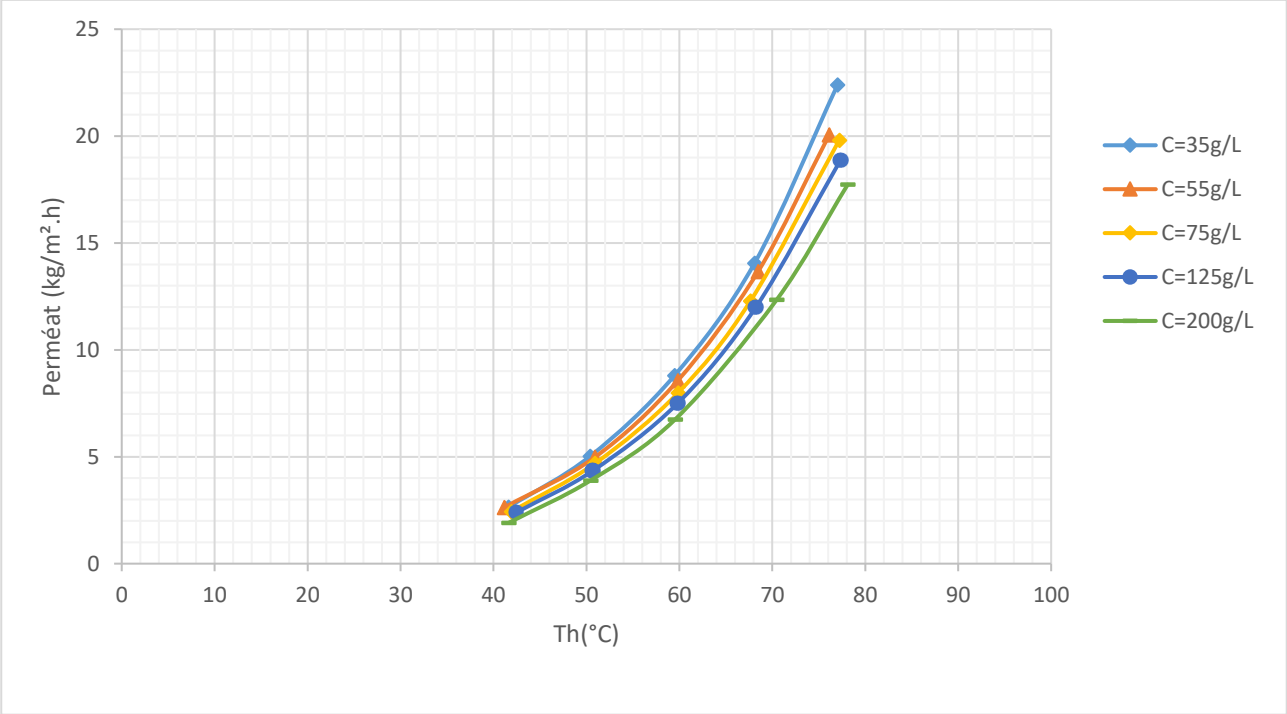


Figure 57 : Effet de la salinité sur le flux de perméat

D'après les résultats de la Figure 57, nous observons que le flux de perméat produit à une salinité de 35 g/L et 75 g/L est pratiquement identique, les deux courbes se superposant presque. Cependant, le flux de perméat produit à S = 35 g/L est légèrement plus élevé pour les températures d'alimentation en eau chaude élevées, en raison du faible taux de sel dans cette eau.

Le taux de rejet diminue de 99.8 % pour le perméat obtenu à S = 35 g/L à 97 % pour celui obtenu à S = 75 g/L. En conclusion, lorsque la salinité de la solution d'alimentation est inférieure à 70 g/L, son influence sur le flux de perméat semble relativement faible [52,63], Au-delà de 70 g/L le taux de sel commence à avoir son effet.

3.8 Effet de l'épaisseur de l'air gap

Les mesures ont commencé à une température de T_h = 39 °C et la température été graduellement élevée jusqu'à atteindre 78 °C, avec des relevés pris toutes les 20 secondes. Le débit d'eau froide d'alimentation était de Q_c = 1,6 L/min et celui d'eau chaude de Q_h = 2,6 L/min, avec une salinité de S = 70 g/L, un espace d'air gap de 1 mm, et une température d'eau froide de T_c = 20 °C.

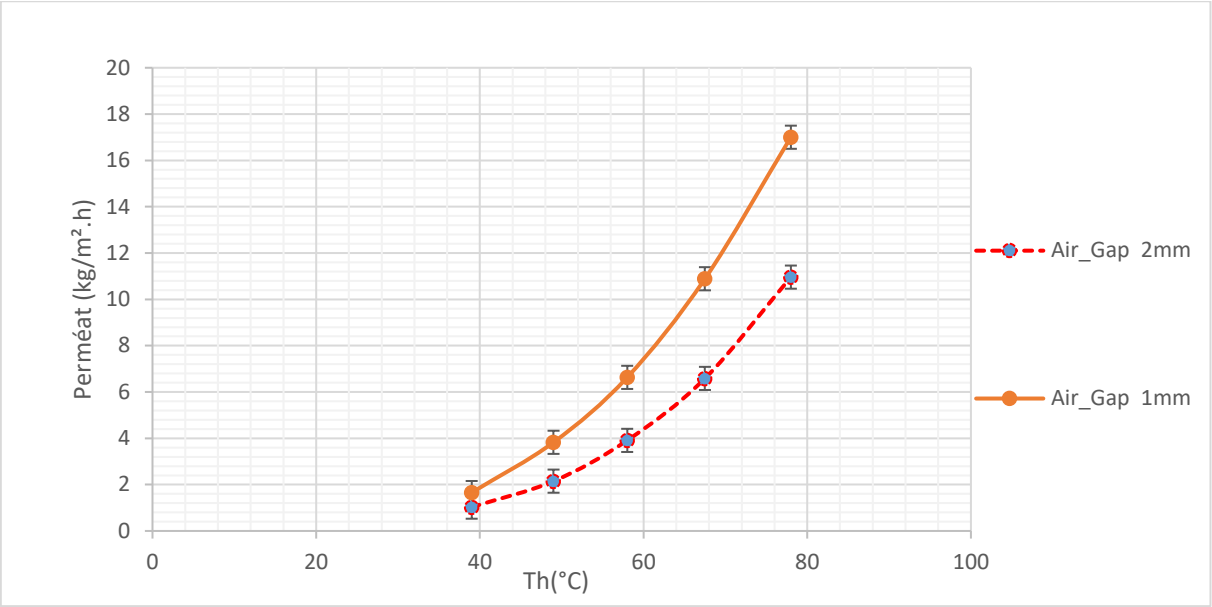


Figure 58 : Effet de l'épaisseur de l'air gap

Nous avons testé l'effet de l'air gap sur deux valeurs : 1 mm et 2 mm. D'après les résultats de la Figure 58, il est clair que l'air gap exerce une influence très significative sur le flux de perméat, cela s'explique par la diminution de la résistance thermique de l'air gap, ce qui entraîne une augmentation de la différence de pression de vapeur de part et d'autre de la membrane.

3.9 Effet de la température sur la conductivité électrique du perméat

Les mesures de conductivité électrique permettent de fournir des informations sur les taux de concentration des sels ainsi que sur le taux de rejet. Les valeurs de conductivités mesurées pour différentes solutions d'alimentation préparées et différents perméats ont été représentées dans le *Tableau* .

La conductivité est un paramètre important dans l'étude de l'AGMD. Son influence est présentée dans la Figure 59. Lorsqu'on augmente la température du flux chaud, la solubilité de certains sels diminue, ce qui peut conduire à la précipitation ou la formation de cristaux. Comme le perméat est produit à partir de la vapeur d'eau qui traverse la membrane, il contient moins d'ions dissous par rapport à la solution initiale. Ainsi, sa conductivité électrique est plus faible que celle de la solution d'alimentation, c'est-à-dire que lorsqu'on augmente la température d'alimentation en eau chaude, la conductivité du perméat diminue. On constate que pour la solution à 35 g/L, la courbe se situe en dessous de la norme de potabilité française (500 µS/cm) et dans la plage de la norme européenne (180 à 1000 µS/cm) à différentes températures. Cela indique que cette eau est de bonne qualité, même si les autres courbes respectent également les normes. Dans le cadre de cette étude, la récupération du distillat avec un taux de rejet des sels élevé représente un avantage par rapport à d'autres procédés membranaires, comme l'osmose inverse.

Tableau 19 : Conductivités électriques des différentes solutions d'alimentation et perméats

Solution d'alimentation à 35 g/L	Conductivité (µS /cm)	Température T_h (°C)
	85.5	41.61
	40.49	50.38
	23.43	59.47
	18.14	68.08
	17.51	77.02
Solution d'alimentation à 55 g/L	Conductivité (µS /cm)	Température T_h (°C)
	37.22	41.17
	26.5	50.91
	40.44	59.82
	25.39	68.46
	18.47	76.13
Solution d'alimentation à 70 g/L	Conductivité (µS /cm)	Température T_h (°C)
	46.53	41.9
	44.85	50.92
	48.75	59.85
	36.27	67.65
	42.68	77.2
Solution d'alimentation à 125 g/L	Conductivité (µS/cm)	Température T_h (°C)
	174.7	42.48
	292.8	50.66
	212.2	59.81
	130.2	68.22
	62.3	77.34
Solution d'alimentation à 200 g/L	Conductivité (µS/cm)	Température T_h (°C)
	195.1	41.63
	609.7	50.44
	329.9	59.55
	129.8	70.46
	106.9	78.11

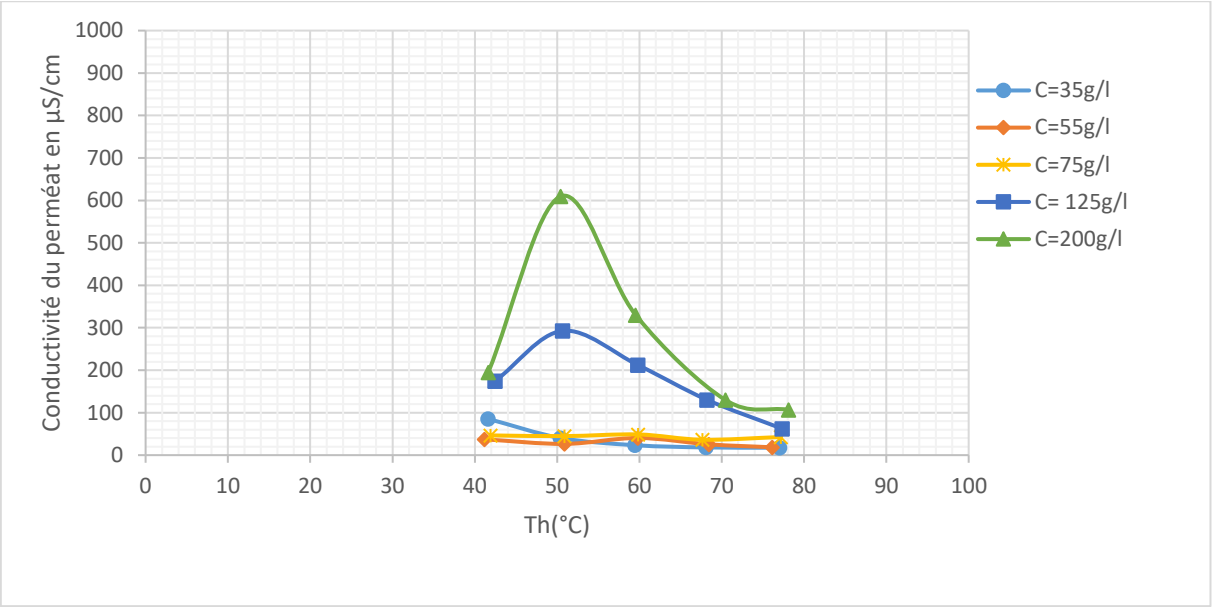


Figure 59 : Effet de température sur la conductivité électrique

3.10 Effet de la température (T_h) sur le taux de rejet de sels

Le taux de rejet de sel (également appelé taux de rejet ou taux de rétention de sel) dans un processus de la distillation membranaire ou l'osmose inverse, est une mesure de l'efficacité du système à retenir les sels dissous et à empêcher leur passage à travers la membrane.
Les mesures de conductivité du rétentat (C_{ret}) et du perméat (C_p) permettent de calculer le taux de rejet des sels en utilisant l'équation 1.

La Figure 60 montre que le taux de rejet de sels par l'AGMD s'est avéré être moins affecté par la concentration de la solution d'alimentation que l'osmose inverse. Cela a montré que la configuration AGMD est appropriée pour des applications avec des concentrations d'alimentation relativement élevées. La quantité de sel rejetée dans la configuration AGMD dépasse 99% pour toutes les mesures.

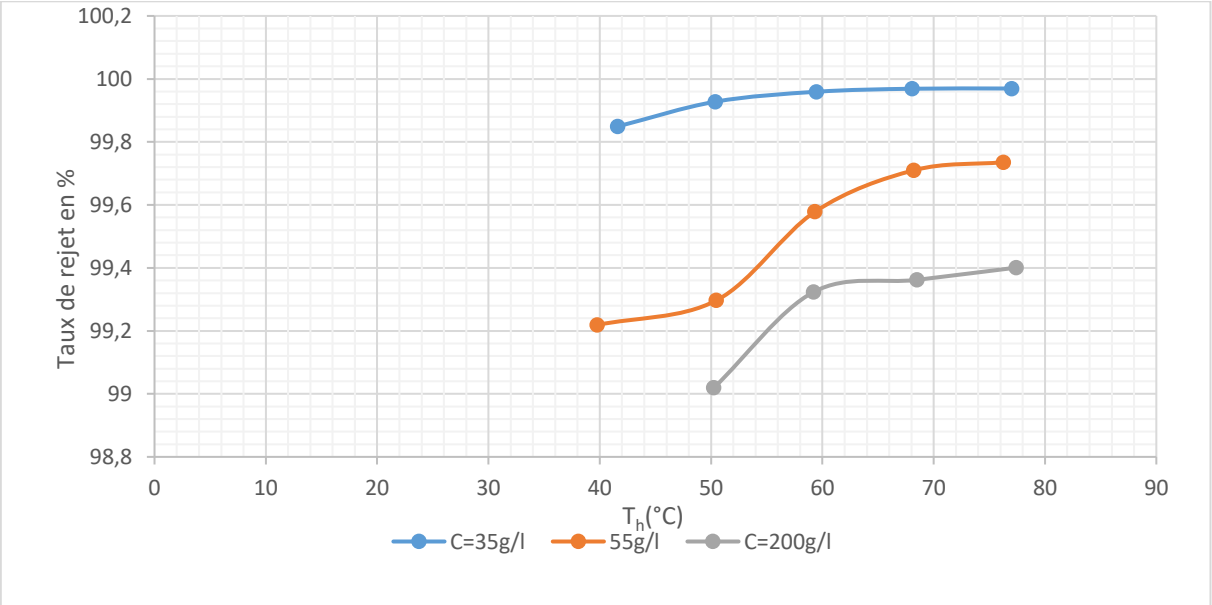


Figure 60 : Effet de la température sur le taux de rejet

Les résultats obtenus montrent que le flux de perméat augmente lorsque la température d'alimentation chaude augmente. Les débits du canal chaud et froid ont peu d'influence sur le flux de perméat. La température d'alimentation a peu d'influence sur la conductivité électrique du perméat.

3.11 Etude statistique des résultats

Pour évaluer précisément l'impact de chaque facteur étudié précédemment sur le flux de perméat, nous avons mené une analyse statistique utilisant Ellistat [157]. Le plan d'expériences comprend cinq facteurs (T_h, T_c, Q_h, Air gap, S) et une variable réponse (flux de perméat). À la suite de cette analyse, deux modèles polynomiaux ont été établis par régression linéaire multiple afin d'analyser les effets des variables sur le flux de perméat. Le plan d'expérience sera cité en annexe A1.

3.11.1 Modèle N°1

Le tableau 20 montre les valeurs des différents paramètres de la régression linéaire multiple du modèle N°1 (équation (*63*).

Tableau 20 : Tableau statistique du modèle N°1

Paramètres	**nb ddl**	**S**	**R²**	**R² Ajusté**	**R² Prévu**
Valeurs	26	0,9763	95,4 %	94,7 %	91,5 %

$$J_v = 9{,}561 - 0{,}39 \cdot T_h - 2{,}474 \cdot \delta_{ag} + 1{,}021 \cdot Q_h + 0{,}0058 \cdot {T_h}^2 \qquad (63)$$

Le nombre de degrés de liberté (ddl), égal à 26, représente le nombre de valeurs dans le calcul final qui sont libres de varier. Ce nombre indique une base suffisante pour estimer de manière fiable les paramètres du modèle, car il est généralement considéré que plus il y a de degrés de liberté, meilleure est la qualité de l'estimation. Les degrés de liberté sont calculés à partir de la formule : ddl = N − p, où N est le nombre total d'observations et p correspond au nombre de termes dans le modèle plus 1.

L'erreur standard de la régression (S) est une mesure de la dispersion des valeurs observées autour des valeurs prédites par le modèle. Une valeur de 0,9763 est jugée relativement faible, car elle indique que les écarts entre les valeurs observées et celles prédites sont faibles, ce qui reflète la bonne précision du modèle.

Le coefficient de détermination R^2 de valeur 95,4% indique la proportion de la variance dans la variable dépendante qui est prévisible à partir des variables indépendantes. Un R^2 de 95,4% signifie que 95,4% de la variabilité du flux de perméat est expliquée par les facteurs étudiés. Cela indique un modèle bien ajusté.

Ces résultats montrent que le modèle mathématique établi par régression linéaire multiple est approprié pour analyser l'impact des facteurs sur le flux de perméat.

Le graphique de la Figure 61 représente les valeurs t standardisées variant approximativement de -8 à 8 en fonction des différents facteurs.

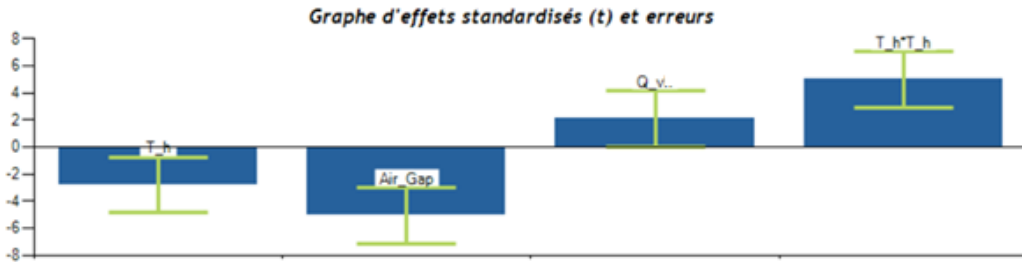


Figure 61 : Graphe d'effets standardisés du modèle N°1

La température du canal chaud T_h et l'air gap δ_{ag} ont des effets négatifs significatifs sur le flux de perméat, le débit du canal chaud Q_h et T_h^2 ont des effets positifs, avec T_h^2 ayant l'effet le plus prononcé.

Les barres d'erreur montrent la précision des mesures, où des intervalles plus courts signalent des résultats plus précis, même si certaines barres d'erreur, comme celles de Q_h et T_h^2, indiquent une certaine incertitude.

Le Tableau 20 présente les résultats cette analyse de régression, avec des coefficients (Coef), des erreurs standards (Sigma), des valeurs t, des probabilités associées (Proba p), et une indication de la significativité dont la signification est donnée ci-dessous.

- Coef : Les coefficients estimés pour chaque variable.
- Sigma : Les erreurs standards des coefficients.
- t : Les valeurs t, calculées en divisant le coefficient par son erreur standard.
- Proba p : Les p-valeurs associées aux tests de significativité des coefficients.
- Signif : Indique si l'effet est significatif ("Oui" ou "Non").

Les résultats montrent que T_h et l'épaisseur d'air gap ont une forte influence sur le flux de perméat, tandis que la température d'alimentation du canal froid T_c, le débit d'eau chaude Q_h, et la salinité S n'ont pas d'effet significatif.

Tableau 21 : Effets standardisés du modèle N°1

Action	Coef	Sigma	t	Proba p	Signif
Cste	9,56052	4,132	2,314	0,029	Oui
T_h	-0,390014	0,1392	-2,803	0,009	Très
Air_Gap	-2,47447	0,4881	-5,070	0,000	Très
Q_v	1,02111	0,4881	2,092	0,046	Oui
T_h*T_h	0,00585674	0,00117	5,005	0,000	Très

Afin d'évaluer la corrélation entre le modèle N°1 et les résultats expérimentaux obtenus avec Q_h = 2, 6 L/min, Q_c = 1,6 L/min, Air gap = 1 mm et S = 70 g/L, ceux-ci sont comparés graphiquement dans la *Figure 62*. Nous remarquons sur le graphique que cette corrélation n'est pas assez satisfaisante est précisément elle est de 90 %.

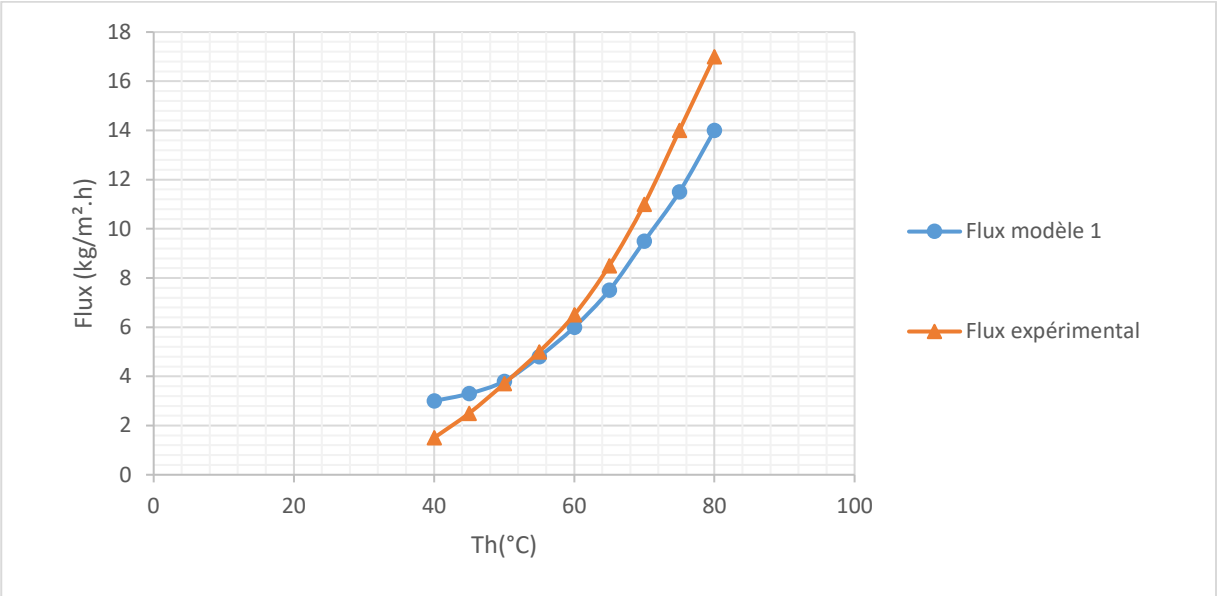


Figure 62 : Comparaison entre le modèle N°1 et les résultats expérimentaux

La corrélation entre le modèle n°1 et les résultats expérimentaux est d'environ 90 %, ce qui reste relativement limité. Cette différence s'explique par la simplification du modèle, notamment par la négligence de certains paramètres influents tels que la salinité et la longueur du modèle d'ajustement. De plus, l'absence de termes combinant plusieurs paramètres contribue à l'écart observé entre les valeurs théoriques et expérimentales.

3.11.2 Modèle N° 2

Un second modèle est proposé afin d'améliorer la corrélation avec les résultats expérimentaux. Ce modèle prend en compte d'autres paramètres ainsi que leurs interactions.

Le Avec :

- T_h : température du canal chaud en (°C)
- A : air gap en (mm)
- S : salinité en (g/L)
- Q_h : débit du canal chaud en (L/min)

Tableau montre un ensemble de résultats d'une analyse de régression linéaire multiple, présentant des paramètres statistiques pour évaluer la qualité du modèle N°2.

$$J_v = -3{,}83 - 0{,}1936 \cdot T_h + 8{,}5 \cdot A + 0{,}87 \cdot Q_h + 0{,}0079 \cdot {T_h}^2 + 8{,}34 \cdot 10^{-5} \cdot S^2 - 0{,}22 \cdot T_h \cdot A - 5{,}3 \cdot 10^{-4} \cdot T_h \cdot S \qquad (64)$$

Avec :

- T_h : température du canal chaud en (°C)
- A : air gap en (mm)
- S : salinité en (g/L)
- Q_h : débit du canal chaud en (L/min)

Tableau 22 : Tableau statistique

Paramètres	nb ddl	S	R²	R² Ajusté	R² Prévu
Valeurs	48	0,7628	98,4 %	98,1 %	97,6 %

Le deuxième modèle inclut plus de variables et interactions que le premier modèle.

Le coefficient de détermination (R²) du deuxième modèle est de 98,4%, avec un R² ajusté de 98,1%, indiquant un très bon ajustement du modèle aux données (Tableau 22). C'est légèrement supérieur au premier modèle N°1.

Tableau 23 : Effets standardisés du modèle N°2

Action	Coef	Sigma	t	Proba p	Signif
Cste	-3,83285	3,006	-1,275	0,208	Non
T_h	-0,193566	0,08917	-2,171	0,035	Oui
Air_Gap	8,50647	1,031	8,250	0,000	Très
Q_h	0,871983	0,3842	2,269	0,028	Oui
T_h*T_h	0,0078529	0,0007189	10,969	0,000	Très
S_{in}*S_{in}	8,3437E-05	2,717E-05	3,071	0,004	Très
T_h*Air_Gap	-0,223572	0,01768	-12,649	0,000	Très
T_h*S_{in}	-0,000533901	0,0001014	-5,267	0,000	Très

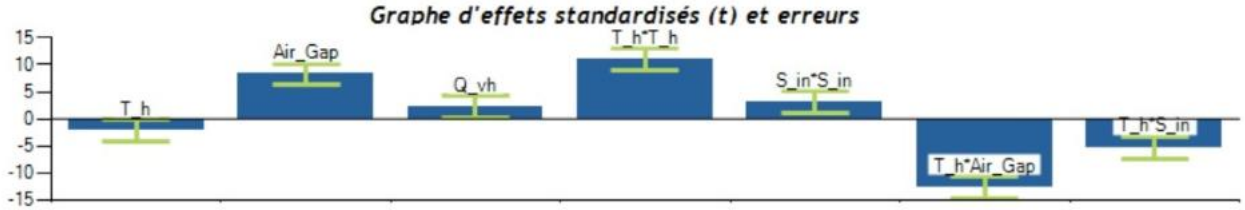


Figure 63 : Graphe d'effets standardisés du modèle N°2

Toutes les variables et interactions incluses dans ce modèle sont significatives ($p < 0{,}05$), ce qui signifie qu'elles ont un impact statistiquement significatif sur la production du flux de perméat.
Le deuxième modèle est plus complexe et explique mieux la variance des données avec un R² plus élevé (Tableau 23). Il inclut des interactions qui n'étaient pas présentes dans le premier modèle, permettant une meilleure compréhension des effets combinés des variables sur le flux de perméat.
Ce modèle fournit une vision plus complète et détaillée des influences des différents facteurs et de leurs interactions sur la production du flux de perméat, mais il nécessite une attention particulière à la multi-colinéarité.

Afin d'évaluer la corrélation mathématique entre le modèle N°2 et les résultats expérimentaux obtenus avec Q_h = 2,6 L/min, Q_c = 1,6 L/min, Air gap δ_{ag} = 1 mm, δ_{ag} = 2 mm, S = 70g/L, 35 g/L et 200 g/L nous les avons comparés graphiquement pour mettre en évidence cette relation. Nous remarquons sur

le graphique que cette corrélation est très satisfaisante et précisément de 98% pour les trois comparaisons (Figure 64).

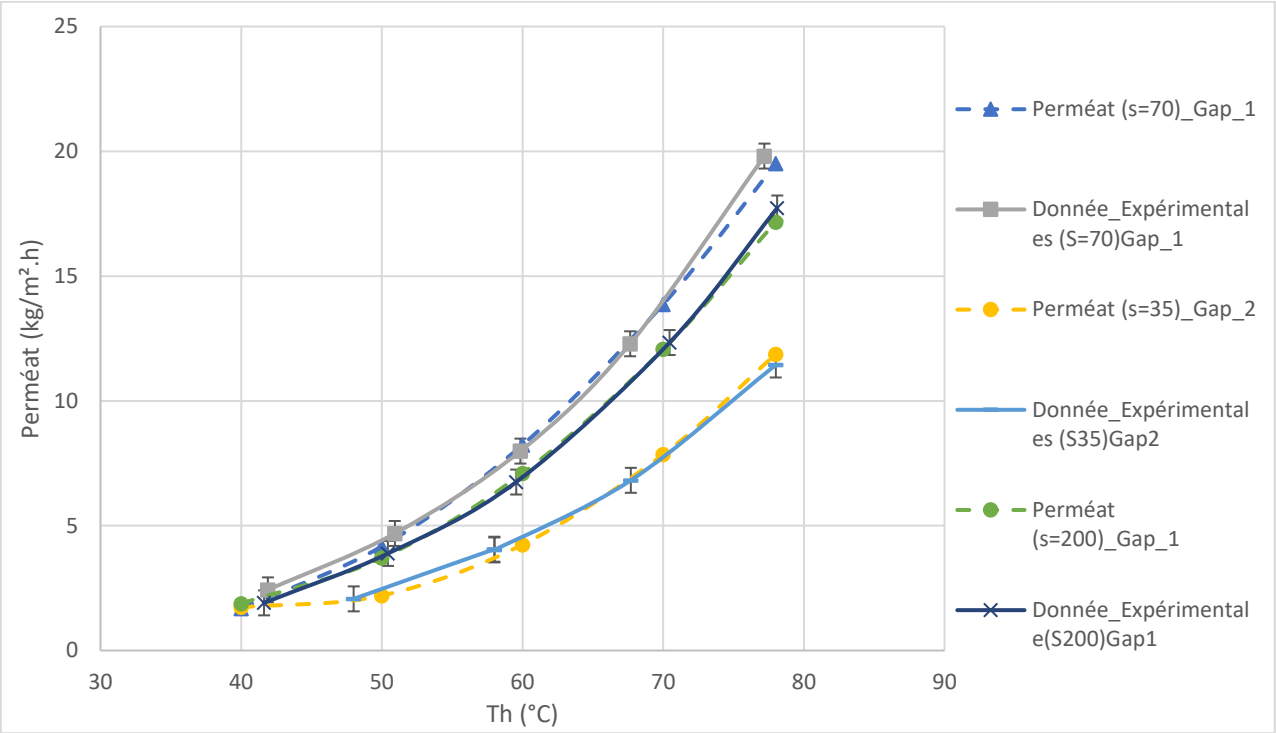


Figure 64 : Comparaison du modèle N°2 et les données expérimentales

4 Conclusion du troisième chapitre

Un banc expérimental a été monté et instrumenté pour réaliser des mesures de flux de perméat produit par une unité de distillation membranaire. Le fonctionnement du banc a d'abord été validé en comparant les mesures avec d'autres résultats d'essais de la littérature.

Les effets de la température d'alimentation en eau chaude et en eau froide, de la salinité et de l'épaisseur de l'air gap ont été testés.

À l'issue de cette étude expérimentale, il apparaît que la température du canal chaud ainsi que l'épaisseur de l'air gap exercent une influence significative sur la quantité de flux de perméat. En revanche, la salinité n'a un impact notable qu'au-delà de 70 g/L. L'effet de la température sur la conductivité électrique et sur le taux de rejet de sels a été étudié. Dans les conditions d'essais, le taux de rejet reste supérieur à 99 % et la conductivité du distillat demeure inférieure à 600 µS/cm, ce qui confirme que le procédé AGMD pourrait être couplé à l'osmose inverse pour des applications de dessalement avancé.

Suite à cette analyse, les résultats expérimentaux ont été exploités pour établir un modèle empirique. Ce modèle, basé sur les données expérimentales, pourrait être utilisé par la suite comme modèle réduit dans des modélisations plus complexes de systèmes complets, lorsque des modèles simples sont nécessaires pour représenter certaines parties, par exemple dans le cadre d'un modèle global de bâtiment.

Ces essais expérimentaux constituent une base de données fiables pour bâtir un modèle numérique de l'unité d'AGMD.

Chapitre 4 : Etude numérique

Ce chapitre présente le modèle numérique du procédé développé à partir des équations de transfert de chaleur et de masse et adapté à notre module de dessalement par distillation membranaire.

1 Présentation des modèles

La simulation de l'unité AGMD (Figure 65) consiste à étudier deux phénomènes, le transfert de chaleur et le transfert de masse. Les équations retenues pour ce modèle, sont détaillées dans ce qui suit et prennent en compte la configuration de notre AGMD et les propriétés de la membrane utilisée. Nous avons par la suite développé un modèle numérique à l'aide du logiciel EES, un solveur d'équations intégrant un accès facile aux propriétés thermophysiques des fluides [136]. L'objectif de ce modèle est de calculer le flux de perméat en fonction des variables du modèle et de décliner les performances de ce modèle en plusieurs étages.

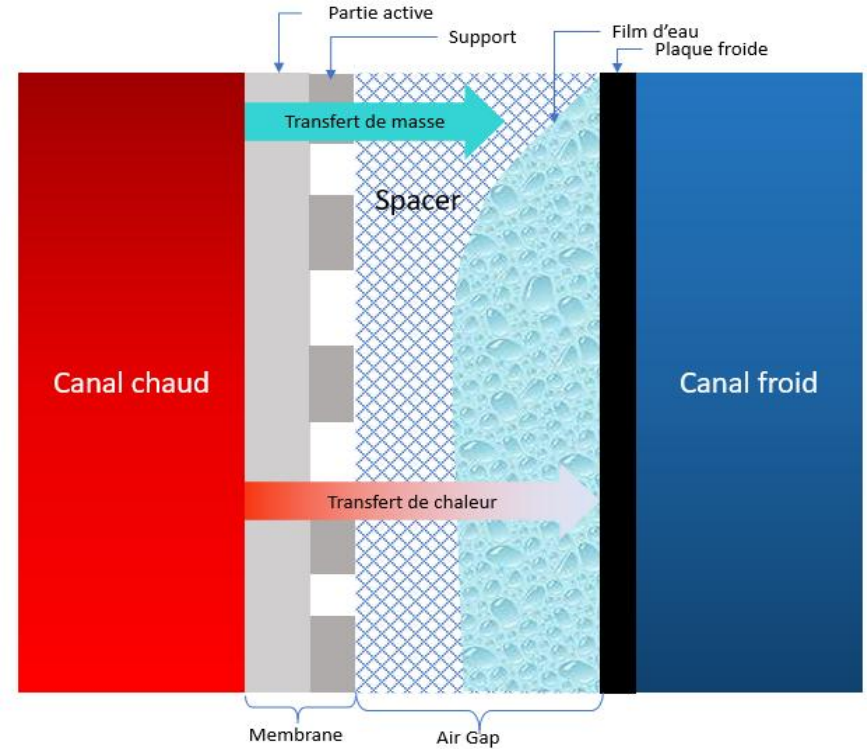


Figure 65 : Schéma AGMD

1.1 Equations de transfert de chaleur

Les principaux modes de transfert de chaleur dans l'unité de dessalement sont la conduction et la convection. Le rayonnement à l'intérieur de l'air gap, les pertes de chaleur de l'AGMD vers l'environnement extérieur sont négligées. La conservation de l'énergie est appliquée entre les flux de chaleur surfaciques.

La décomposition en résistances thermiques de l'unité d'AGMD est schématisée sur la figure 68. La chaleur est transférée du fluide chaud vers le fluide froid en passant par la membrane, l'air gap et la plaque froide. Au sein des fluides chaud et froid, il existe une résistance au transfert convectif, qui sera déterminée en prenant en compte le diamètre hydraulique, le nombre de Reynolds et Prandlt ainsi que le nombre de Nusselt.

1.1.1 Caractéristiques de la membrane

La membrane est divisée en deux couches : la couche active et la couche support qui représente 65 % de la surface. On définit une porosité surfacique ε_s, et on considère que le transfert thermique à travers le support (en PTFE) est essentiellement conductif. Le transfert thermique à travers la membrane active, s'appuiera sur le modèle de calcul de Krischer (équation 25) proposant un coefficient conductif global prenant en compte la partie poreuse et les caractéristiques fibreuses de notre membrane.

$$\left(\lambda_{eff}\right)_{series} = (1-\varepsilon)\lambda_{pm} + \varepsilon\lambda_a \tag{65}$$

$$\left(\lambda_{eff}\right)_{parallel} = \left[\frac{(1-\varepsilon)}{\lambda_{pm}} + \frac{\varepsilon}{\lambda_a}\right]^{-1} \tag{66}$$

$$\lambda_m = \left[\frac{(1-f)}{\left(\lambda_{eff}\right)_{parallel}} + \frac{f}{\left(\lambda_{eff}\right)_{series}}\right]^{-1} \tag{67}$$

Enfin, les autres caractéristiques de la membrane nécessaires à notre modélisation sont données tableau 24.

Le caractère fortement hydrophobe nous amène à négliger l'épaisseur de pénétration du fluide dans la membrane.

1.1.2 Caractéristiques de l'air gap

L'air gap contient de l'air bien évidemment, mais aussi un spacer (grille) et un film d'eau liquide contre la plaque froide dû à la condensation de la vapeur. La modélisation de l'espace d'air est très importante, car l'air représente généralement un isolant majeur. Remarquons que, généralement, le transfert thermique à travers l'espace d'air (*air gap*) prend en compte la configuration suivante : il s'agit de résistances en série, comprenant une résistance conductrice au niveau de l'air et une résistance conductrice au niveau de l'épaisseur du film d'eau. Dans notre cas, la grille (*spacer*) est placée pour maintenir la planéité de la membrane et l'empêcher de toucher la plaque froide de condensation.

Pendant le processus de distillation membranaire, la membrane se déforme, coté canal chaud, sous l'effet de la pression hydrostatique et se presse dans les interstices de la grille du spacer. Certains articles montrent que cette déformation réduit l'épaisseur de l'espace d'air en fonction de la forme du spacer, pouvant la diminuer jusqu'à 20 % [158]. Ces spacers, généralement en polypropylène, sont souvent négligés dans les modèles en raison de leur faible influence sur la conduction. Cependant, la réduction de la surface active de la membrane due à la présence des spacers doit être prise en compte. Dans ce qui suit nous parlerons de porosité du spacer ε_x. On note qu'un phénomène de pontage d'eau peut se produire, en raison de la présence du spacer dans l'espace d'air. En effet, notre spacer touche les deux parois de l'air gap, ce qui nécessite de prendre en compte son impact sur la conduction thermique et aussi sur le remplissage d'eau de condensation dans les interstices. Cependant, on considèrera que le film de condensation commence avec une épaisseur nulle et s'épaissit progressivement le long de la plaque froide. Dans notre cas l'épaisseur du film a été calculée et on remarque que l'épaisseur de ce film n'atteint jamais 1 mm et ne remplit pas complètement l'espace d'air. D'autre part, ne connaissant pas la vitesse d'écoulement de ce film sur la paroi froide, nous considérons que l'échange thermique dans le film de condensation est uniquement conductif en prenant une épaisseur moyenne du film δ_p, donnée par l'équation (*68*) [159].

$$\delta_p = \left(\frac{4\mu_p \lambda_p \Delta T l_e}{\Delta H_{cond} g \rho_p^2}\right)^{0.25} \quad (68)$$

Avec :

- l_e : longueur de l'unité AGMD (m)
- μ_p : viscosité du perméat (Pa.s)
- λ_p : conductivité du fluide ($W.m^{-1}.K^{-1}$)
- ρ_p : masse volumique du fluide ($kg.m^{-3}$)
- ΔH_{cond} : chaleur latente de condensation (J)
- g : constante gravitationnelle ($m.s^{-2}$)
- ΔT : écart de température entre le fluide et la paroi (K)

1.1.3 Caractéristiques du canal chaud

L'échange thermique côté canal chaud s'effectue principalement par convection forcée dans une section rectangulaire (7 cm × 8 mm), d'une longueur totale de 0.1 m. Le système fonctionne avec de l'eau salée à des débits compris entre 0 et 20 L/min et des températures variant de 10 °C à 100°C.
Un spacer (Figure 66) est inséré dans le canal forçant les perturbations et le régime turbulent afin d'augmenter les échanges thermiques.

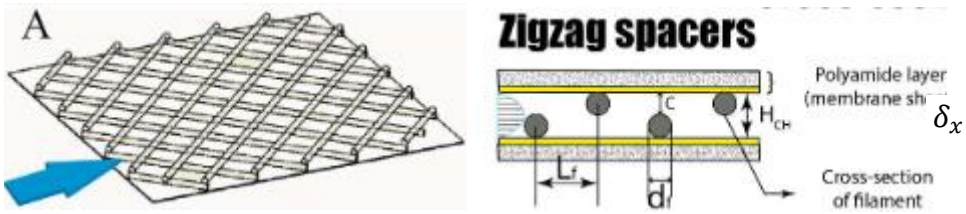


Figure 66 : Images du spacer

La prise en compte de ce spacer se fait principalement par la détermination du diamètre hydraulique équivalent. Da Costa et al. [160] propose l'expression suivante :

$$dh = \frac{4\varepsilon_x}{\frac{2}{\delta_x} + (1-\varepsilon_x)\frac{4}{d_f}} \quad (69)$$

Avec :

- ε_x : porosité du spacer
- d_f : diamètre du filament du spacer (m)
- δ_x : épaisseur du spacer (m)

Dans le cas de notre configuration, pour les débits étudiés, l'écoulement est forcé et turbulent. Nous considèrerons un nombre de Nusselt avec glissement ((62).

En considérant une paroi hydrophobe lisse (α=1) et une longueur de glissement élevée (b=100 µm) le nombre de Nusselt est ainsi augmenté d'environ 4 % par rapport au cas sans glissement

Le nombre de Nusselt sans glissement est celui de Gnielinski (Tableau 13).

Où le facteur de friction f sera déterminé grâce à nos mesures de pression par la relation suivante :

$$\Delta P = f \frac{L\,\rho v^2}{2dh} \qquad (70)$$

Avec :

- L : longueur du conduit (m)
- ρ : masse volumique du fluide (kg/m^3)
- dh : diamètre hydraulique (m)
- v : vitesse moyenne du fluide (m/s)
- f : facteur de friction (-)
- ΔP : différence de pression (Pa)

1.1.4 Caractéristiques du canal froid

Notre canal d'eau froide est constitué d'un serpentin de section carrée (6 mm × 6 mm) et de 1 mètre de longueur (*Figure 46*) comportant 10 coudes. Dans les configurations utilisées, le régime est turbulent avec un nombre de Dean, De < 200. Le nombre de Nusselt considéré pour notre modèle est celui de Seban & McLaughlin (Tableau 13). Enfin, la paroi froide est rigide en inox et sa résistance est une résistance au transfert conductif.

1.1.5 Equations des flux de chaleur

La répartition des flux de chaleur est présentée dans la Figure 67. Aux flux conductifs et convectifs s'ajoutent les chaleurs latentes d'évaporation à l'interface entre le canal chaud et la membrane, et de condensation à l'interface entre le perméat et la plaque froide.

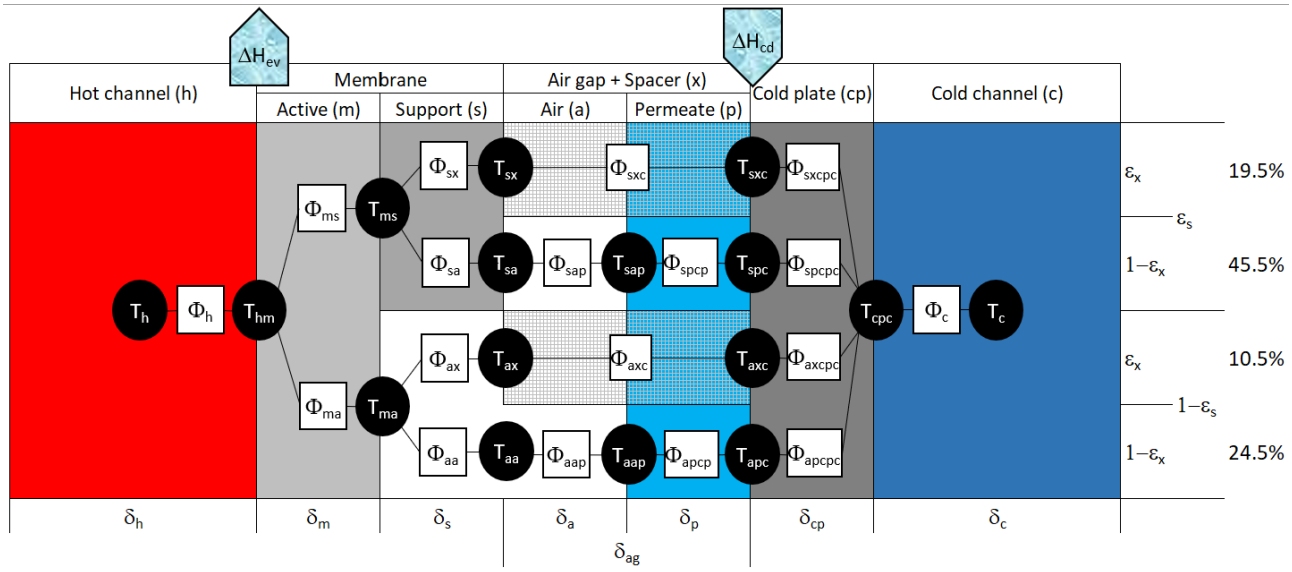


Figure 67 : Répartition des flux dans l'AGMD

L'équation globale du flux thermique (en W) dans le canal chaud est donnée par :

$$\Phi_h = \Phi_{ev} + \Phi_{ms} + \Phi_{ma} \qquad (71)$$

Avec $\Phi_{ev} = \dot{m}_w \Delta H_{ev}$

Cette relation indique que le flux de chaleur provenant du canal chaud (Φ_h) est distribué en trois composantes principales : la chaleur latente d'évaporation (ΔH_{ev}) en J/kg, le débit masse de vapeur déterminé par les équations de transfert de masse dans la partie suivante du rapport (m_w) en kg/s, le flux de chaleur traversant la membrane vers la couche support (Φ_{ms}), et celui allant de la membrane active vers l'air dans l'air gap (Φ_{ma}).

Dans la membrane partie support, le flux thermique Φ_{ms} se décompose en deux contributions :

$$\Phi_{ms} = \Phi_{sx} + \Phi_{sa} \quad (72)$$

où Φ_{sx} représente le flux de chaleur transférée de la membrane support vers l'air dans le spacer par conduction, et Φ_{sa} est le flux de chaleur transférée de la membrane support au perméat.

Le flux thermique dans l'air (Φ_{sx}) suit le chemin suivant :

$$\Phi_{sx} = \Phi_{sxcp} \quad (73)$$

et la contribution additionnelle due à la condensation de vapeur dans l'air est donnée par :

$$\Phi_{sxcp} + \varepsilon_x \varepsilon_s \Phi_{cd} = \Phi_{sxcpc}. \quad (74)$$

Avec $$\Phi_{cd} = \dot{m}_w \Delta H_{cd}$$

Où ε_x et ε_s représentent respectivement la porosité du spacer et la porosité surfacique de la membrane, (ΔH_{cd}) représente l'énergie libérée sous forme de chaleur latente de condensation et $\dot{m}_w$ le débit masse de vapeur condensée.

De manière similaire, pour le transfert thermique dans le perméat, le flux thermique de la membrane partie support au perméat (Φ_{sa}) traverse successivement les couches du système selon :

$$\Phi_{sa} = \Phi_{sap} \quad (75)$$

Avec :

$$\Phi_{sap} = \Phi_{spcp} \quad (76)$$

et la chaleur libérée par condensation dans la zone de permeat est donnée par :

$$\Phi_{spcp} + (1 - \varepsilon_x)\varepsilon_s \Phi_{cd} = \Phi_{spcpc} \quad (77)$$

Ici, Φ_{spcpc} est le flux total passant par la plaque froide et atteignant le canal froid.

Le flux thermique de la membrane partie active vers l'air (Φ_{ma}) se divise également en deux composantes :

$$\Phi_{ma} = \Phi_{ax} + \Phi_{aa} \quad (78)$$

Où Φ_{ax} correspond au transfert vers l'air à travers l'espaceur, et Φ_{aa} au transfert direct vers le perméat. Le transfert via l'air suit les équations suivantes :

$$\Phi_{ax} = \Phi_{axcp} \tag{79}$$

$$\Phi_{axcp} + \varepsilon_x(1-\varepsilon_s)\Delta H_{cd} = \Phi_{axcpc} \tag{80}$$

De même, pour le flux thermique Φ_{aa} dans le perméat, on a :

$$\Phi_{aa} = \Phi_{aap} \tag{81}$$

$$\Phi_{aap} = \Phi_{apcp} \tag{82}$$

La chaleur de condensation et ajouter à la chaleur Φ_{apcp} dans le film de perméat pour être en équilibre avec le flux Φ_{apcpc} dans la plaque froide.

$$\Phi_{apcp} + (1-\varepsilon_x)(1-\varepsilon_s)\Phi_{cd} = \Phi_{apcpc} \tag{83}$$

Enfin, les flux thermiques totaux provenant des différentes zones (membrane partie support, partie active, air, spacer, film de perméat) aboutissent dans le canal froid selon l'équation globale :

$$\Phi_{sxcpc} + \Phi_{spcpc} + \Phi_{axcpc} + \Phi_{apcpc} = \Phi_c \tag{84}$$

Par analogie thermique-électrique, le schéma des résistances équivalentes est donné dans la Figure 68.

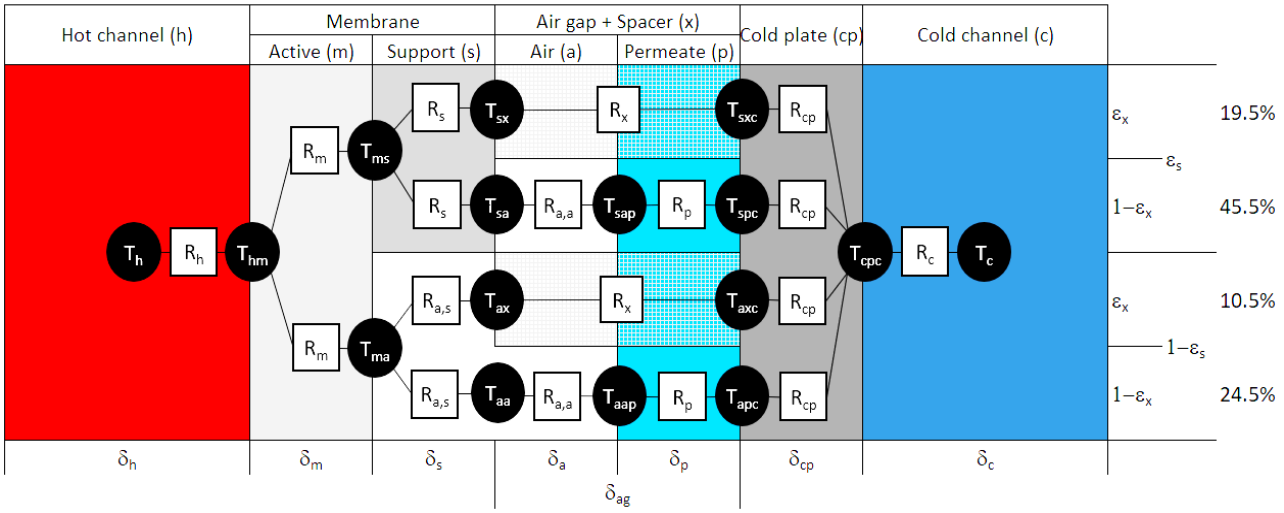


Figure 68 : Schéma par analogie électrique des résistances thermiques mises en jeu dans les transferts à travers une unité d'AGMD

La chaleur provenant du fluide chaud dans le canal est transférée vers la membrane selon :

$$\Phi_h = \frac{A_m}{R_h}(T_h - T_{hm}) \tag{85}$$

$$R_h = 1/h_h \tag{86}$$

Où R_h est la résistance thermique du fluide chaud, dépendant de ses propriétés thermiques mécaniques et de l'épaisseur du canal, A_m la surface de la membrane.

Dans la membrane partie active, la chaleur est transférée de l'interface chaude T_{hm} vers la couche support à travers une résistance thermique spécifique de la membrane :

$$\Phi_{ms} = \frac{1}{R_m} A_m \varepsilon_s (T_{hm} - T_{ms}) \tag{87}$$

La résistance de la membrane est donnée par :

$$R_m = \frac{\delta_m}{\lambda_m} \tag{88}$$

Où δ_m est l'épaisseur de la membrane et λ_m, sa conductivité thermique. Le flux est modulé par la porosité surfacique du support ε_s.

Dans la couche partie support de la membrane, la chaleur est transférée vers le spacer par conduction

$$\Phi_{sx} = \frac{1}{R_s} A_m \varepsilon_s \varepsilon_x (T_{ms} - T_{sx}) \tag{89}$$

Où $R_s = \frac{\delta_s}{\lambda_s}$ est la résistance thermique de la couche support, et ε_x est la porosité du spacer. Ce flux est ensuite conduit à travers le spacer selon :

$$\Phi_{sxcp} = \frac{1}{R_x} A_m \varepsilon_s \varepsilon_x \left(T_{sx} - T_{sxcp}\right) \tag{90}$$

Avec R_x la résistance du spacer

$$R_x = \frac{\delta_{ag}}{\lambda_x} \tag{91}$$

Où δ_{ag} est l'épaisseur de l'air gap et λ_x la conductivité thermique du spacer

On rejoint la plaque froide par le flux :

$$\Phi_{sxcpc} = \frac{1}{R_{cp}} A_m \varepsilon_s \varepsilon_x \left(T_{sxcp} - T_{cpc}\right) \tag{92}$$

$$R_{cp} = \frac{\delta_{cp}}{\lambda_c} \tag{93}$$

Où δ_{cp} est l'épaisseur de la plaque froide et λ_c sa conductivité thermique

Pour le transfert vers le perméat le flux suit :

$$\Phi_{sa} = \frac{1}{R_s} A_m \varepsilon_s (1 - \varepsilon_x)(T_{ms} - T_{sa}) \quad (94)$$

$$R_s = \frac{\delta_s}{\lambda_s} \quad (95)$$

Où R_s est la résistance thermique de la partie support de la membrane calculée en fonction de son épaisseur δ_s et sa conductivité λ_s.

Avec une succession à travers le perméat et la plaque froide :

$$\Phi_{sap} = \frac{1}{R_{a_a}} A_m \varepsilon_s (1 - \varepsilon_x)\left(T_{sa} - T_{sap}\right) \quad (96)$$

$$R_{a_a} = \frac{\delta_a}{\lambda_{a_a}} \quad (97)$$

$$\delta_a = \delta_{ag} - \delta_p \quad (98)$$

Où R_{a_a} est la résistance de l'air calculer en fonction l'épaisseur de l'air δ_a et sa conductivité thermique λ_{a_a}.

Le flux via la plaque froide est calculé par :

$$\Phi_{spcp} = \frac{1}{R_p} A_m \varepsilon_s (1 - \varepsilon_x)\left(T_{sap} - T_{spcp}\right) \quad (99)$$

$$R_p = \frac{\delta_p}{\lambda_p} \quad (100)$$

Jusqu'à la plaque froide coté canal froid :

$$\Phi_{spcpc} = \frac{1}{R_{cp}} A_m \varepsilon_s (1 - \varepsilon_x)\left(T_{spcp} - T_{cpc}\right) \quad (101)$$

$$R_{cp} = \frac{\delta_{cp}}{\lambda_c} \quad (102)$$

Où R_{cp} est la résistance thermique de la plaque froide calculée en fonction de son épaisseur δ_{cp} et sa conductivité λ_c.

Une partie de la chaleur dans la membrane active est transférée vers l'air dans l'air gap. Ce flux suit :

$$\Phi_{ax} = \frac{1}{R_{a_s}} A_m (1 - \varepsilon_s) \varepsilon_x (T_{ma} - T_{ax}) \quad (103)$$

Et atteint successivement le film de perméat et la plaque froide :

$$\Phi_{axcp} = \frac{1}{R_x} A_m (1 - \varepsilon_s) \varepsilon_x \left(T_{ax} - T_{axcp}\right) \quad (104)$$

Et :

$$\Phi_{axcpc} = \frac{1}{R_{cp}} A_m (1 - \varepsilon_s) \varepsilon_x \left(T_{axcp} - T_{cpc}\right) \quad (105)$$

De même, une autre partie de la chaleur est transférée l'air dans le gap selon :

$$\Phi_{aa} = \frac{1}{R_{a_s}} A_m (1-\varepsilon_s)(1-\varepsilon_x)(T_{ma} - T_{aa}) \quad (106)$$

Et traverse le perméat jusqu'à la plaque froide :

$$\Phi_{apcp} = \frac{1}{R_p} A_m (1-\varepsilon_s)(1-\varepsilon_x)\left(T_{aap} - T_{apcp}\right) \quad (107)$$

Puis :

$$\Phi_{apcpc} = \frac{1}{R_{cp}} A_m (1-\varepsilon_s)(1-\varepsilon_x)\left(T_{apcp} - T_{cpc}\right) \quad (108)$$

Enfin, la somme de tous les flux atteignant le canal froid est donnée par :

$$\Phi_c = \frac{1}{R_c} A_m \left(T_{cpc} - T_c\right) \quad (109)$$

Où R_c est la résistance thermique du fluide dans le canal froid.

1.1.6 Tableau récapitulatif des caractéristiques physiques et thermiques prises dans ce modèle

Tableau 24: Caractéristiques de l'unité AGMD

	Dénomination	**Valeur**		**Dénomination**	**Valeur**
δ_s	Epaisseur du spacer (m)	1mm	λ_x	Conductivité du spacer	0.2 W.m^{-1}.K^{-1}
δ_{ag}	Epaisseur de l'air gap	1 à 2 mm	d_{pores}	Diamètre des pores de la membrane	0.2 10^{-6} m
δ_{cp}	Epaisseur de la plaque froide (m)	1.5 mm	λ_c	Conductivité de la plaque froid	24 W.m^{-1}.K^{-1}
δ_m	Epaisseur membrane	0.12 mm	λ_m	Conductivité de la membrane	0.044 W.m^{-1}.K^{-1}
ε_x	Porosité spacer	0.4	λ_s	Conductivité du support de la membrane	0.3 W.m^{-1}.K^{-1}
ε_m	Porosité membrane	0,8	A_m	Surface de la membrane	0.14 m^2
ε_s	Porosité support	0.35	τ	Tortuosité	1.3

L'épaisseur du film perméat, la conductivité du film perméat, la conductivité de l'air, les chaleurs latentes et autres caractéristiques thermophysiques sont déterminés en fonction de la température et à partir d'une base de données de notre logiciel de simulation EES décrit ci-après.

1.1.7 Bilan des transferts de masse et détermination du flux de perméat.

Le modèle du bilan des transferts thermiques, nous permet de déterminer les températures de surface de la membrane active : T_{hm} et T_{ma}, et par l'équation d'Antoine (équation (40)), les pressions de vapeur de chaque côté de la membrane. Le flux de vapeur (en kg.m^{-2}s^{-1}) à travers la membrane est déterminé par l'équation (*110*) :

$$J_v = K_1 \cdot \left(P_{v,hm} - P_{v,ma}\right) \quad (110)$$

La constante K_1 est déterminée en fonction de la porosité surfacique de la membrane ε_m.

$$K_1 = (1 - \varepsilon_m) \cdot C_m \qquad (111)$$

Connaissant les caractéristiques de notre membrane, et sa forte hydrophobicité, nous avons négligé le terme de diffusion visqueuse, considérant que seule la vapeur passe à travers la membrane. A partir des équations 34 et 35, ont été calculés le libre parcours moyen ainsi que le nombre de Knudsen. Le nombre de Knudsen dans notre cas est de Kn = 6,3. Nous avons donc choisi la diffusion de Knudsen et moléculaire en parallèle pour notre modèle numérique. Le coefficient C_m est donc déterminé par l'équation 112 réécrite ci-après. Il s'agit donc du modèle de Ding et al. [137] pour lequel le terme de diffusion visqueuse est négligé.

$$C_m = \left((1/C_{Kn}) + (1/C_{mol})\right)^{-1} \qquad (112)$$

Les coefficients C_{Kn} et C_{mol} sont déterminés par les équations 41 et 42.

Dans ces équations il apparait un coefficient de diffusion binaire vapeur/air D_{va} ainsi qu'une tortuosité. Le coefficient de diffusion binaire estimé pour la vapeur d'eau dans l'air à une température de 298 K (25 °C) et une pression de 1 atm est d'environ 0.29 $cm^2.s^{-1}$. Cette valeur est une estimation basée sur l'équation de Fuller, Schettler et Giddings et peut varier légèrement en fonction des conditions réelles et des approximations utilisées pour les volumes de diffusion. Dans notre modèle, nous considérons cette valeur constante.

Pour la tortuosité τ, nous avons choisi le modèle de (Neale et Nader, 1973) [112] voir Tableau 8, qui correspond à une membrane fortement fibreuse. La valeur retenue est $\tau = 1,3$.

Le flux de perméat $\dot{m}_w$ (en kg/s) est donc obtenu par l'équation (113) :

$$\dot{m}_w = A_m J_v \qquad (113)$$

Remarque : dans la partie 2, une étude sur l'influence et la pertinence des choix des paramètres de tortuosité, conductivité de la membrane, type de diffusion de vapeur sera discutée.

1.2 Combinaison des modèles de transfert de chaleur et de masse

La valeur du flux de vapeur est déterminée en combinant les équations de transfert et de masse cités dans ce chapitre. Pour ce faire, nous détaillons dans la Figure 69 la méthodologie du calcul du flux de perméat utilisée par notre modèle numérique. Avant de passer à l'étape suivante, nous avons retenu un critère de convergence de 10^{-5}.

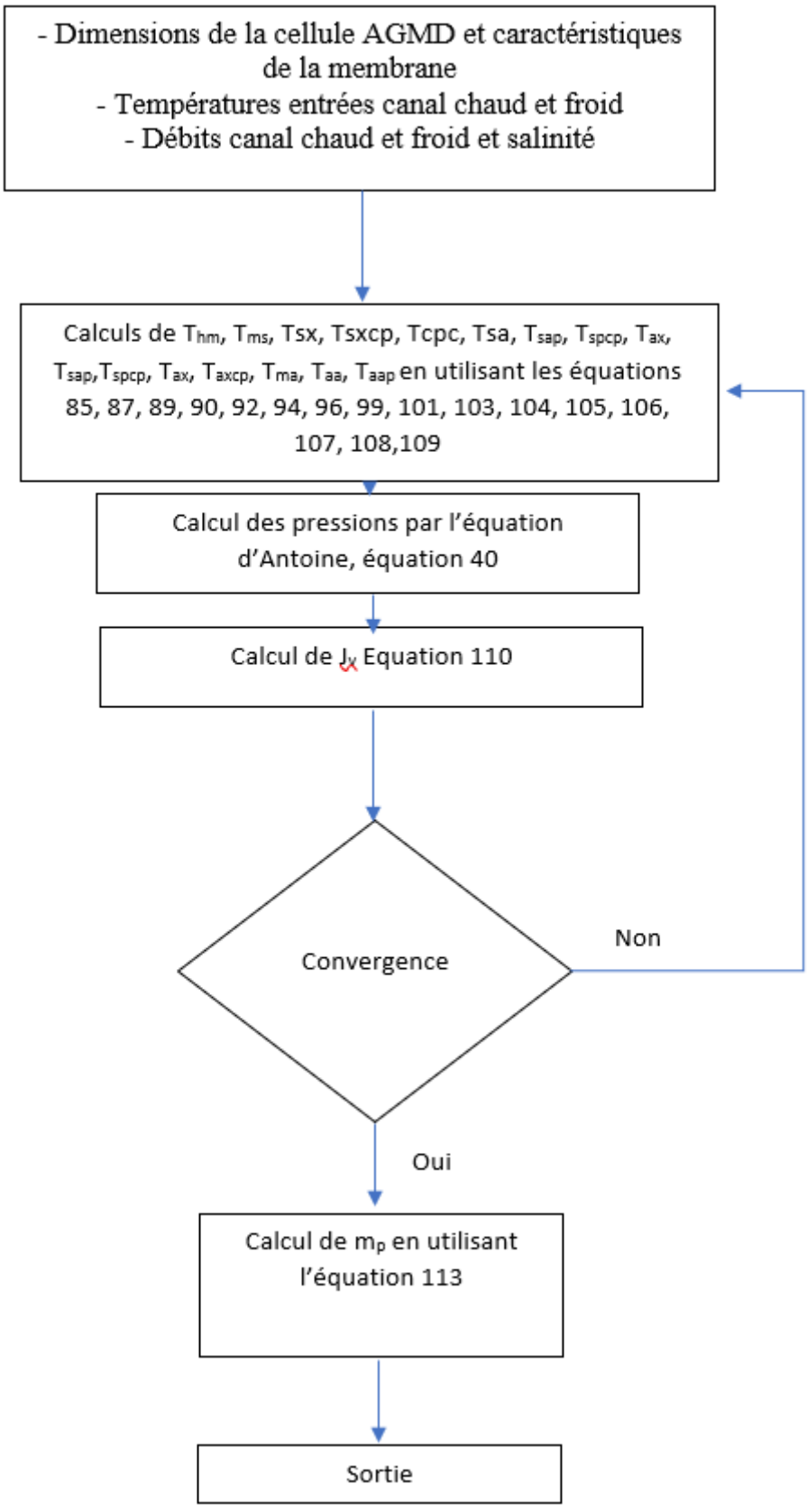


Figure 69 : Organigramme de calcul du flux de perméat avec EES

Les dimensions et les propriétés de la membrane de l'unité AGMD simulée ont été saisies comme paramètres dans EES (Tableau 24). En conclusion, les simulations issues de notre modèle numérique représentées sur la Figure 70 montrent une forte corrélation avec les mesures expérimentales pour une température de canal chaud T_h entre 39 et 78 °C, température de canal froid T_c = 20 °C, débits

canaux chaud et froid de Q_h = 2,5 L/min et Q_c = 1,6 L/min respectivement, salinité 70 g/L, et épaisseur de l'ai gap δ_{ag} = 0,002 m. Le modèle numérique est donc considéré comme validé. Le modèle numérique en équations formatées est disponible en annexe A2.

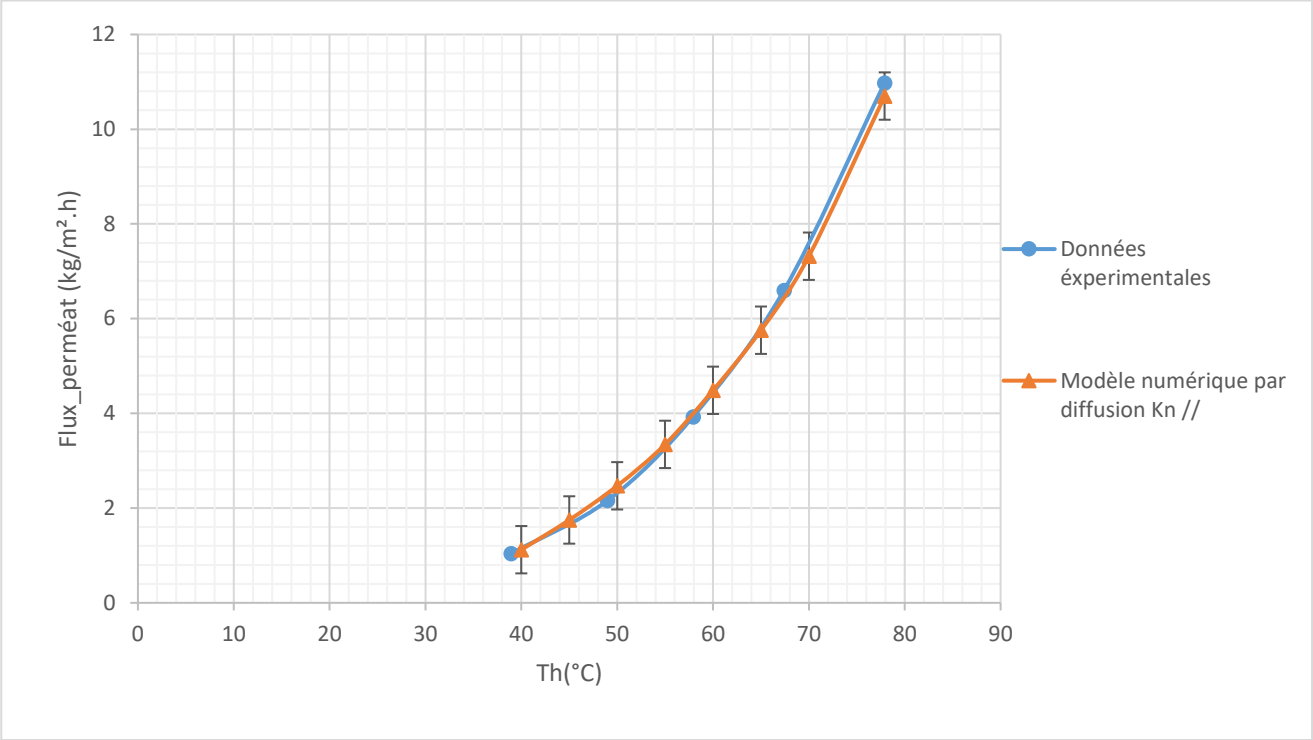


Figure 70 : Comparaison modèle numérique et données expérimentales pour Cm=70 g/L

2 Analyse de l'influence des modèles de la littérature

Afin de vérifier les choix de modèle de diffusion, de conductivité thermique et de tortuosité de la membrane, nous avons cherché à évaluer l'influence des modèles utilisés dans la littérature pour la caractérisation des phénomènes de diffusion massique à travers la membrane sur le calcul du flux du perméat. Pour ce faire, les simulations ont été dans les conditions de référence suivantes : température du canal froid T_c = 20 °C, débits canaux chaud et froid de Q_h = 2,5 L/min et Q_c = 1,6 L/min respectivement, salinité S = 35 g/L, et épaisseur de l'ai gap δ_{ag} = 0,002 m.

2.1 Diffusion de Knudsen et moléculaire

Dans le but d'approfondir la compréhension des mécanismes de diffusion massique à travers la membrane, nous avons évalué et comparé plusieurs modèles couramment rapportés dans la littérature, à savoir la diffusion de Knudsen, la diffusion moléculaire, leurs combinaisons en série et en parallèle (tableau 12). Les résultats numériques ont été comparés aux données expérimentales obtenues dans des conditions opératoires définies ci-dessus, l'objectif étant d'identifier le modèle théorique qui permet de reproduire l'évolution du flux de perméat et de mieux appréhender les phénomènes physiques sous-jacents.

Les résultats obtenus, présentés dans la Figure 71, mettent en évidence que le modèle associant la diffusion de Knudsen et la diffusion moléculaire en parallèle permet de reproduire les résultats expérimentaux sur l'ensemble de la gamme de températures étudiée. En revanche, les modèles basés exclusivement sur la diffusion de Knudsen, ou sur une combinaison en série Knudsen–moléculaire, conduisent à des écarts par rapport aux valeurs expérimentales, écarts qui s'accentuent lorsque la température du canal chaud augmente.

Les résultats montrent que le modèle de diffusion moléculaire permet également de reproduire de manière satisfaisante les résultats expérimentaux, en particulier pour des températures inférieures à 70 °C, où l'on observe une concordance entre les résultats numériques et expérimentaux. Au-delà de ce seuil, un léger écart apparaît. Cette tendance pourrait indiquer une transition progressive vers un régime de transport mixte où les contributions respectives de la diffusion moléculaire et de la diffusion de Knudsen deviennent plus marquées, bien que cette interprétation doive être considérée avec prudence en raison des incertitudes expérimentales et numériques.

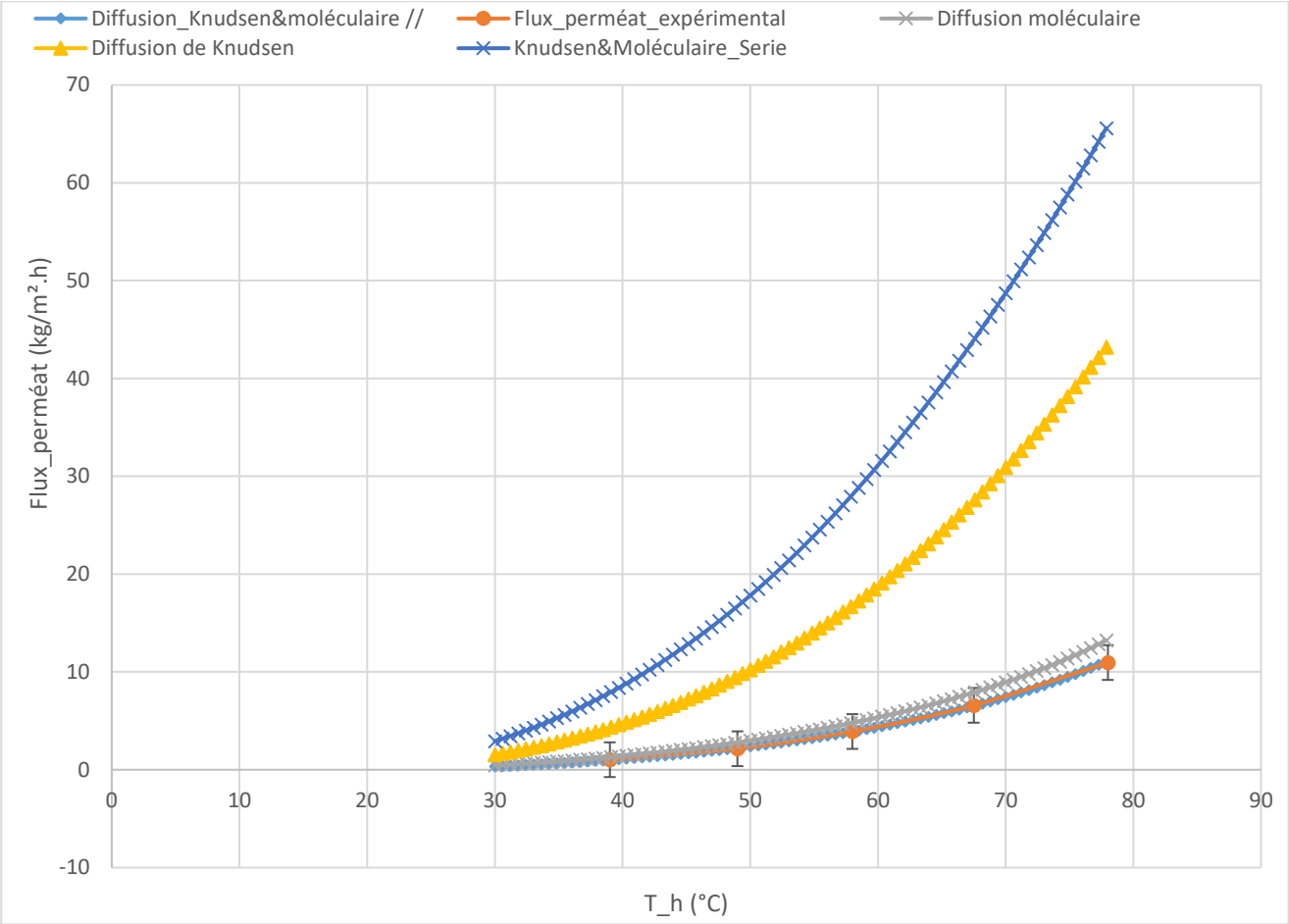


Figure 71 : Le flux de perméat selon le modèle de diffusion

2.2 Comparaison des modèles de calcul de conductivité de la membrane

Dans cette partie, nous avons étudié l'impact du modèle de calcul de la conductivité thermique effective de la membrane sur les résultats de calcul numérique du flux de perméat. Pour ce faire, plusieurs modèles théoriques et empiriques proposés dans la littérature (Tableau 9) ont été considérés. Les modèles étudiés ont été implémentés et leurs résultats comparés aux données expérimentales obtenues dans les conditions opératoires définies précédemment. Comme l'illustre la Figure 72, le choix du modèle de calcul de la conductivité effective a une influence significative sur les résultats numériques du flux du perméat.

Les résultats obtenus indiquent que le modèle de Krischer permet d'estimer la conductivité thermique effective de la membrane avec une bonne concordance par rapport aux valeurs expérimentales. À l'inverse, le modèle « série » tend à surestimer le flux de perméat, avec un écart qui s'accentue lorsque la température du canal chaud augmente, tandis que le modèle « parallèle » conduit à une sous-estimation de ce flux. D'après la Figure 72, nous constatons que le modèle de calcul de la conductivité thermique de la membrane a un impact significatif sur nos simulations numériques. La conductivité thermique calculée avec le modèle de Krischer est de 0.044 $W.m^{-1}.K^{-1}$.

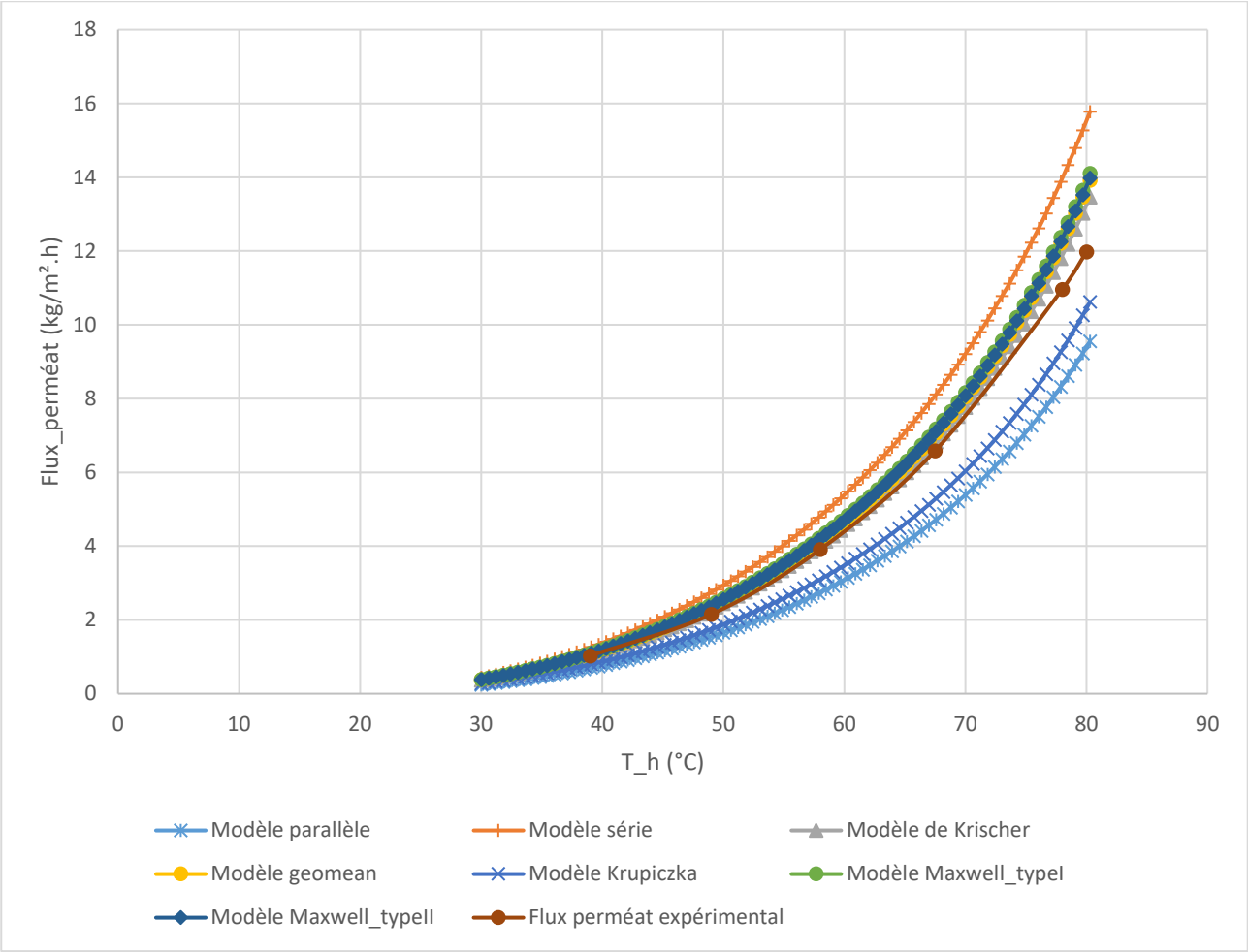


Figure 72 : Flux de perméat en fonction de différents modèles de calcul de conductivité thermique de la membrane

2.3 Comparaison des modèles de calcul de tortuosité de la membrane

Nous avons analysé l'influence du modèle de calcul de la tortuosité de la membrane sur les prédictions numériques du flux de perméat. Plusieurs formulations issues de la littérature (Tableau 8) ont été considérées, avec pour objectif d'identifier, par confrontation aux mesures expérimentales, celle qui reproduit le plus fidèlement l'évolution du flux en fonction de la température du canal chaud. Les résultats, présentés dans la Figure 73, mettent en évidence un impact significatif du choix du modèle de tortuosité sur le calcul du flux de perméat. Parmi les approches étudiées, le modèle de Neale et Nader offre la meilleure corrélation avec les données expérimentales, en particulier pour des températures du canal chaud inférieures à 60 °C.

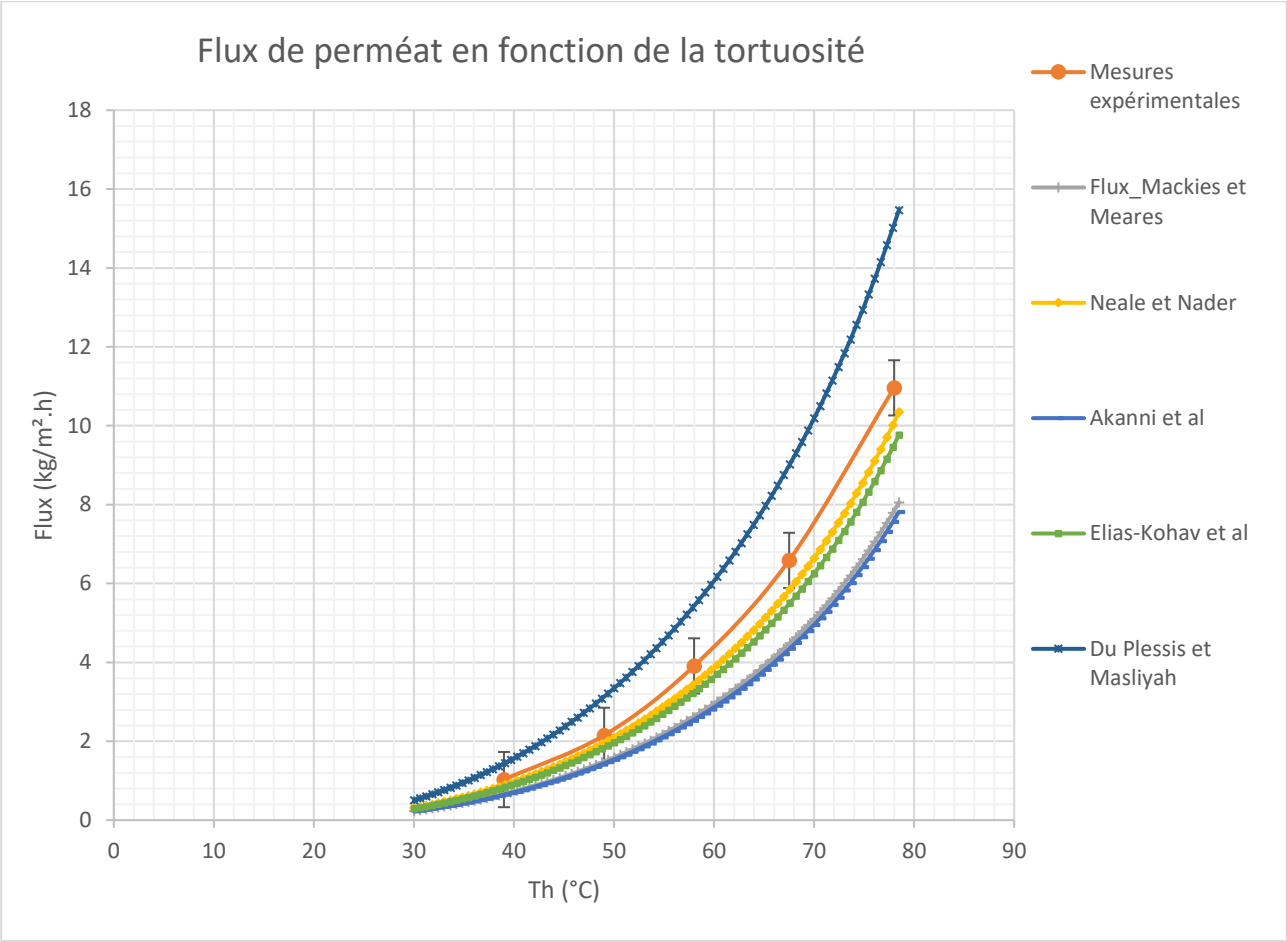


Figure 73 : Flux de perméat en fonction de la tortuosité

3 Analyse de l'impact des paramètres de la membrane sur le flux du perméat

L'étude comparative menée sur les modèles de diffusion massique, de conductivité thermique effective et de tortuosité a permis d'identifier, parmi les modèles proposés dans la littérature, ceux qui reproduisent le plus fidèlement les résultats expérimentaux. Ces modèles ont ensuite été retenus et intégrés dans le modèle numérique développé. Ainsi, nous avons mené une étude paramétrique afin d'analyser l'influence de différents paramètres sur le flux de perméat en fonction de la température du canal chaud. L'analyse a porté plus particulièrement sur l'effet de l'épaisseur de l'air gap, du débit du canal chaud, de la porosité de la membrane et de la salinité.

3.1 Effet de l'air gap sur le flux de perméat

La figure 74 illustre l'évolution du flux de perméat en fonction de l'épaisseur de l'espace d'air (δ_{ag}) dans un intervalle de 2 à 9 mm. On observe une diminution significative du flux de perméat lorsque δ_{ag} augmente. Pour de faibles épaisseurs (≈ 2–3 mm), le transfert de masse est dominé par la diffusion, ce qui se traduit par des flux plus élevés. En revanche, lorsque l'Air Gap atteint des valeurs plus importantes (≥ 8–9 mm), le rôle de la convection devient plus marqué et l'évolution du flux tend à s'approcher d'un comportement quasi linéaire. Par ailleurs, l'augmentation de l'épaisseur de l'espace d'air réduit le gradient de pression de vapeur entre les deux faces de la membrane, entraînant une diminution du flux de perméat. Pour des épaisseurs élevées, la résistance thermique de la membrane devient négligeable devant celle de l'Air Gap, ce qui provoque une forte réduction des gradients de température et de pression de vapeur à travers la membrane, et par conséquent une baisse marquée du flux de vapeur. De plus, une comparaison avec les données expérimentales rapportées par Alsaadi et al [155]., présentées sur la figure 74, montre une très bonne concordance des tendances, les deux courbes présentant une évolution similaire du flux en fonction de l'épaisseur de l'Air Gap, ce qui valide la cohérence des résultats obtenus.

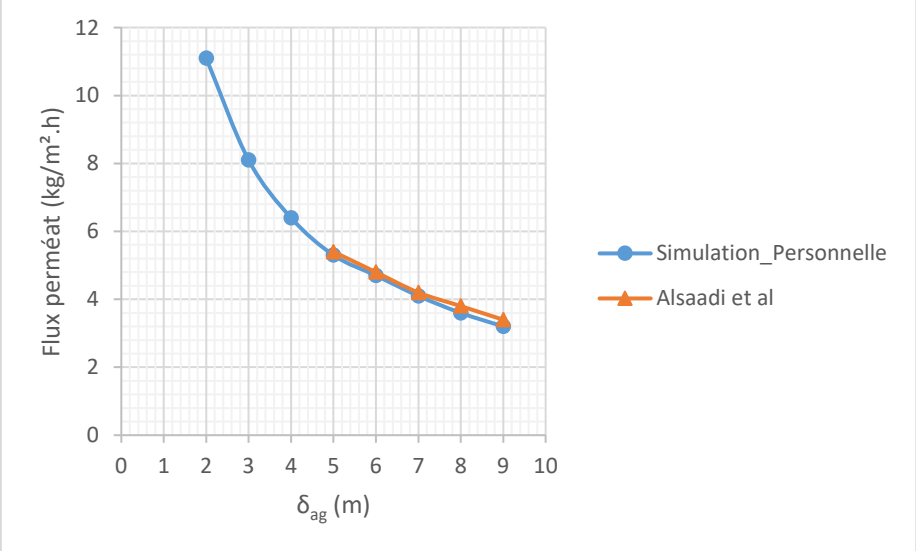


Figure 74 : Flux de perméat en fonction de l'épaisseur de l'air gap

3.2 Effet des débits sur le flux de perméat

La Figure 75 illustre l'effet des débits des canaux chaud et froid, variant de 0 L/min à 20 L/min, sur le flux de perméat, pour une température du canal chaud fixée à 78 °C, tandis que les autres conditions opératoires sont maintenues constantes comme précédemment. Deux scénarios ont été étudiés :

- Dans le premier scénario, le débit du canal froid (Q_c) est maintenu à 1,6 L/min et nous étudions l'impact de la variation du débit du canal chaud (Q_h) sur le flux du perméat.
- Dans le second, Q_h est fixé à 2,5 L/min et nous faisons varier le débit du canal froid.

Dans les deux cas, le flux de perméat croît rapidement avec l'augmentation des débits, avant d'atteindre une zone quasi-asymptotique autour de 10–11 $kg \cdot m^{-2} \cdot h^{-1}$. L'effet est particulièrement marqué aux faibles débits, où les résistances des couches limites thermiques, du côté alimentation comme du côté refroidissement, représentent une part significative de la résistance globale. L'augmentation du débit réduit l'épaisseur de ces couches limites, ce qui améliore le transfert convectif de chaleur, limite la polarisation de température et augmente la force motrice transmembranaire. Ceci se traduit par une augmentation significative du flux du perméat.

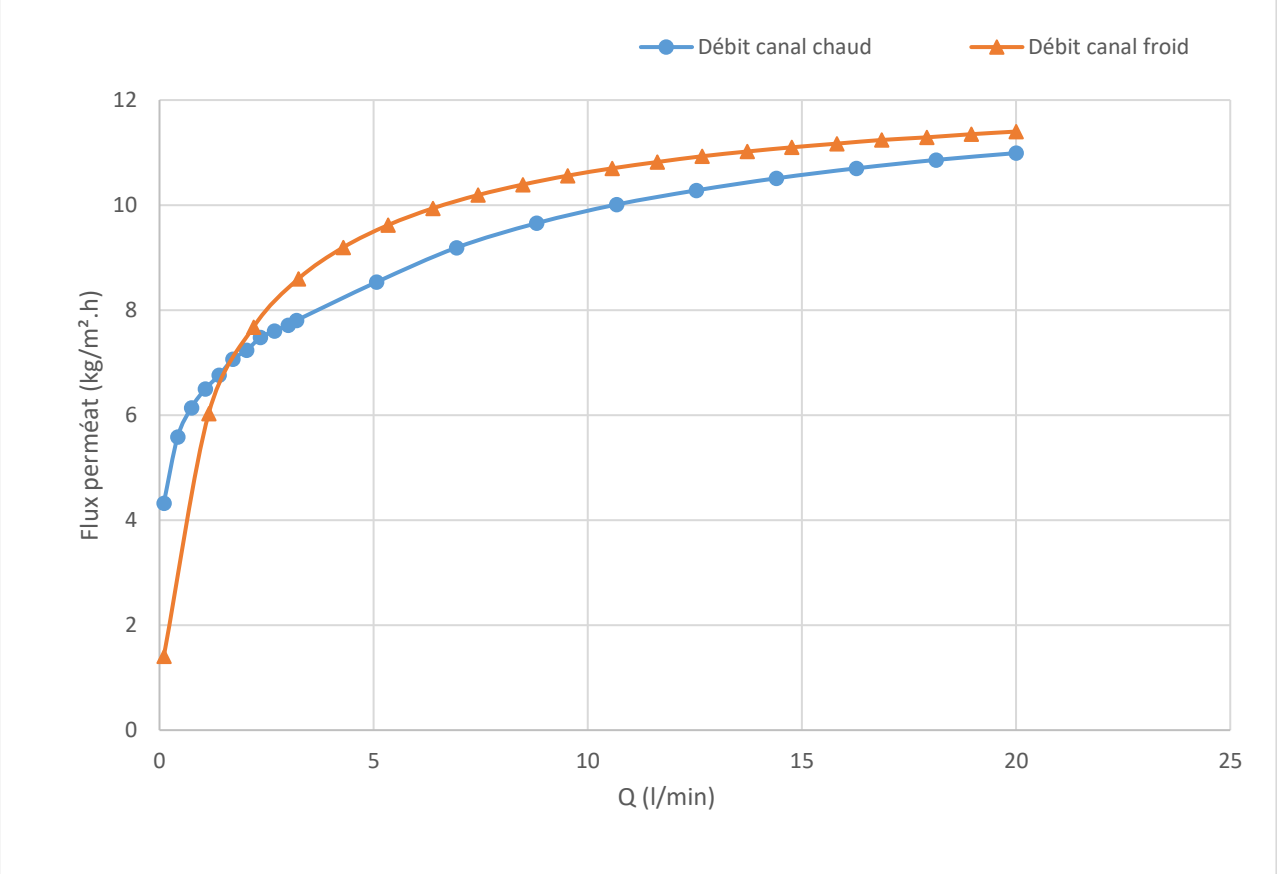


Figure 75 : Flux de perméat en fonction des débits

3.3 Effet de la porosité sur le flux de perméat

La simulation a été réalisée dans les conditions suivantes : température du canal froid T_c = 20 °C, température du canal chaud T_h = 78 °C, débits canaux chaud et froid de Q_h = 2,5 L/min et Q_c = 1,6 L/min respectivement, salinité S = 35 g/kg, et épaisseur de l'air gap δ_{ag} = 0,002 m.

La figure 76 illustre l'évolution du flux de perméat en fonction de la porosité de la membrane, dans l'intervalle 0,5 à 0,95. Comme indiqué dans l'équation (*8*), la porosité de la membrane constitue un facteur important dans la détermination du flux de perméat en distillation membranaire. Nous avons observé qu'une augmentation de la porosité entraîne une croissance quasi-linéaire du flux de perméat.

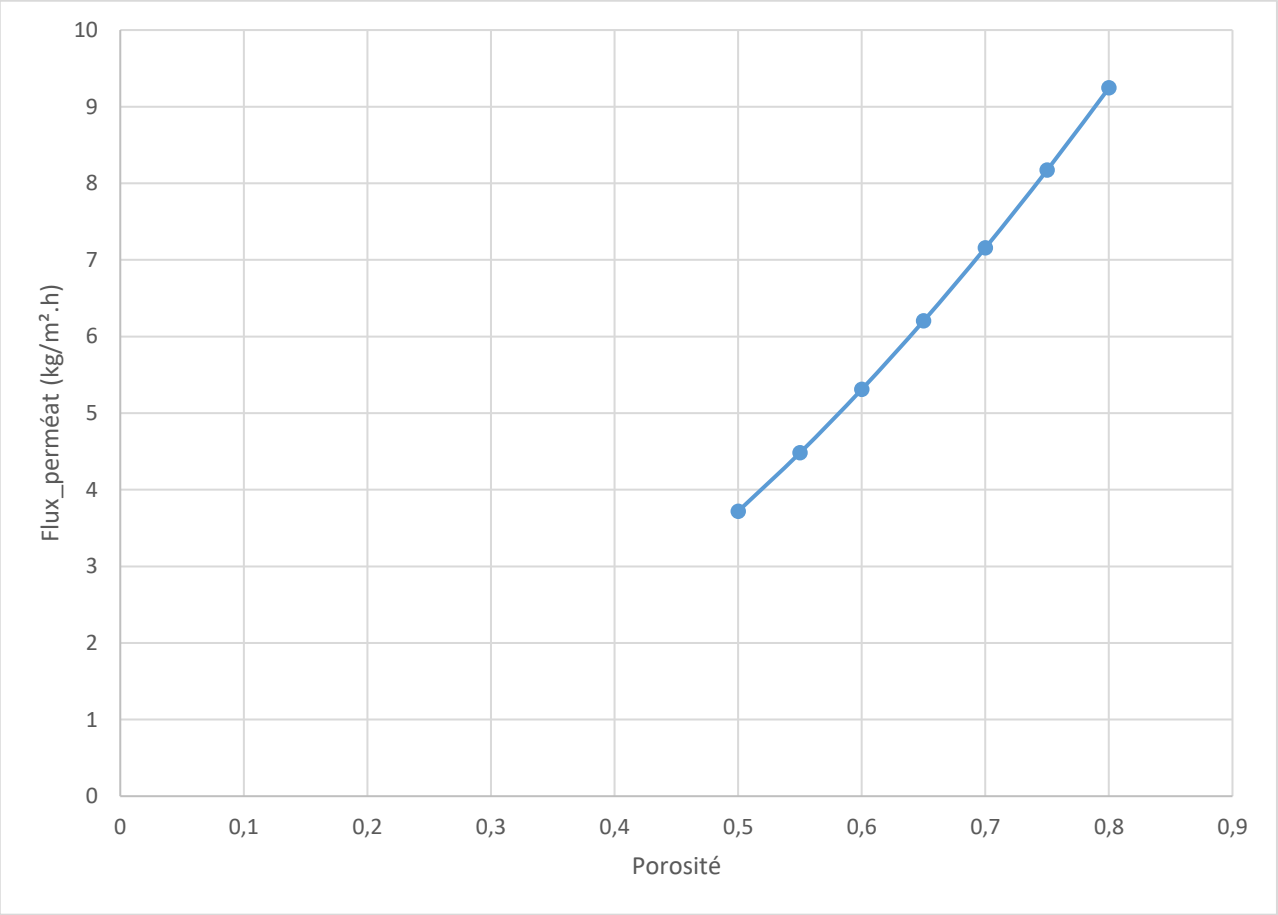


Figure 76 : Flux de perméat en fonction de la porosité

3.4 Effet de la salinité sur le flux de perméat

Dans cette partie, nous étudions l'effet de la concentration en sels (salinité) de la solution d'alimentation sur le flux de perméat dans une gamme comprise entre 35 et 150 g/kg (figure 77). La simulation a été réalisée dans les conditions suivantes : température du canal froid T_c = 20 °C, température du canal chaud T_h = 78 °C, débits canaux chaud et froid de Q_h = 2,5 L/min et Q_c = 1,6 L/min respectivement et épaisseur de l'air gap δ_{ag} = 0,002 m.

Nous avons observé qu'une augmentation de la salinité entraîne une légère diminution du flux de perméat. La production de perméat a été réduite seulement de 2 %. Cette tendance peut s'expliquer par le fait que le NaCl dissous réduit légèrement la pression de vapeur partielle et provoque une légère diminution de la force motrice du procédé et donc les performances de l'AGMD en termes de production de perméat. Ces résultats concordent avec ceux observés dans la littérature [161]. De plus, l'augmentation de la concentration en sel favorise la polarisation de concentration, ce qui réduit légèrement le coefficient de transfert de masse de la couche limite.

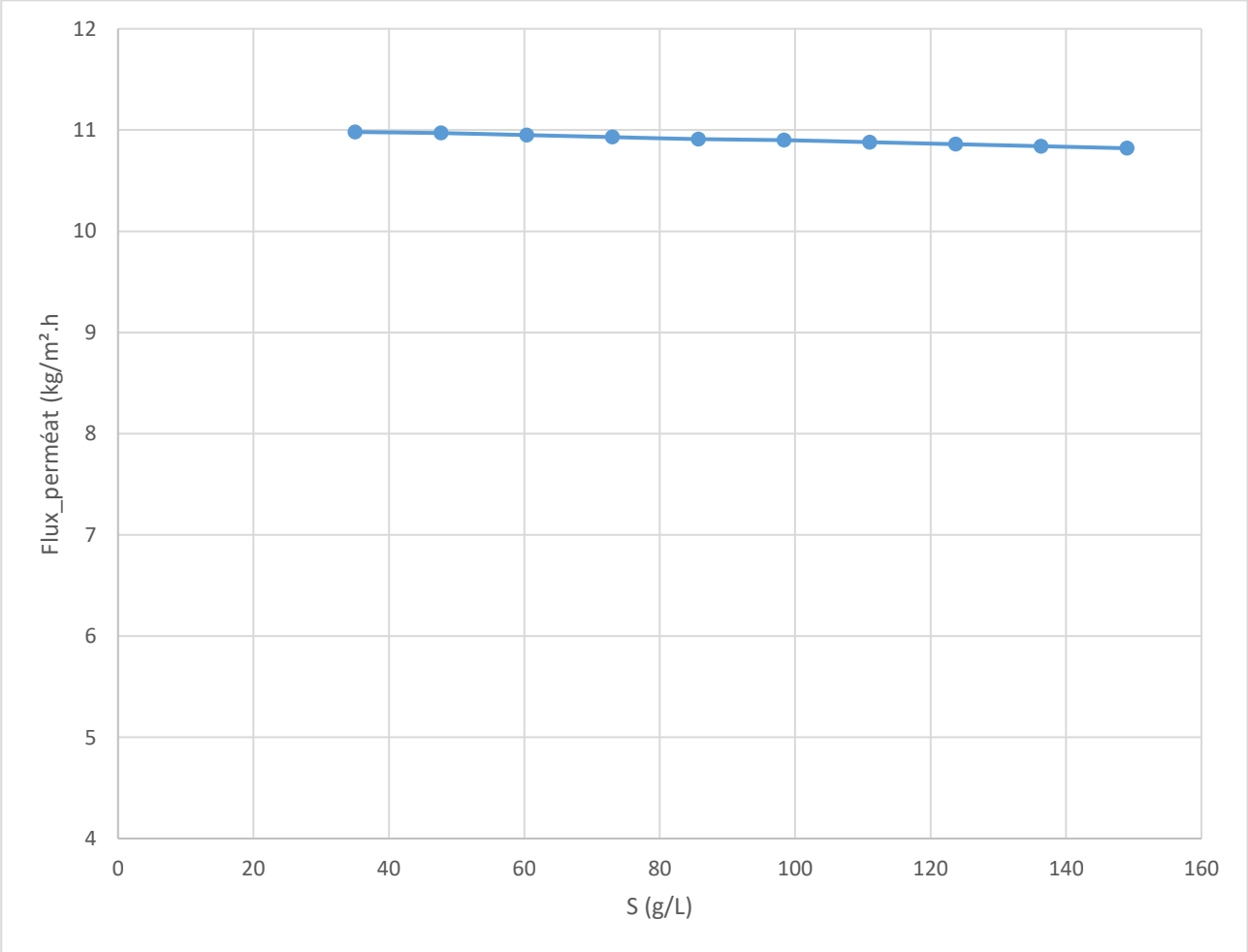


Figure 77 : Le flux de perméat en fonction de la salinité S

4 Simulation du système de dessalement

Le modèle numérique développé est d'abord utilisé pour simuler une unité de distillation membranaire couplée à une machine frigorifique pour réaliser le conditionnement d'air d'un bâtiment. La machine est donc une thermofrigopompe car elle valorise simultanément les productions de chaleur et de froid. Dans un second temps, l'augmentation du nombre de passes dans l'unité est simulée pour étudier les performances de cette future piste de recherche.

4.1 Simulation d'une unité simple passe couplée à une TFP

La Figure 78 présente le schéma de principe d'un système de dessalement AGMD couplé à une thermofrigopompe (TFPMD). Le principe repose sur l'utilisation de la chaleur fatale rejetée par le condenseur de la TFP, chaleur habituellement dissipée dans l'environnement sans être valorisée. Dans ce système, la TFP assure simultanément deux fonctions. D'une part, elle produit du froid en extrayant la chaleur du local via l'évaporateur, ce qui refroidit l'air intérieur. D'autre part, le condenseur libère de la chaleur lorsqu'il transforme le fluide frigorigène de l'état gazeux à l'état liquide. Plutôt que de rejeter cette chaleur, elle est récupérée pour chauffer de l'eau salée, alimentant ainsi un procédé de distillation membranaire de type AGMD.

Un modèle numérique simple de thermofrigopompe a été ajouté au modèle de distillation membranaire. Un fluide frigorigène doit être sélectionné pour cette TFP. Le CO_2 est un fluide naturel avec un faible impact environnemental. Etant la référence de l'indicateur, son GWP est égal à 1. Sa température critique est de 31 °C et sa pression critique est de 78 bar. A cause des températures de chauffage de l'eau salée qui peuvent être plus élevées que la température du point critique, le CO_2 comme fluide frigorigène et un fonctionnement en cycle transcritique ont été choisis. En régime supercritique, l'échangeur haute pression est donc un refroidisseur de gaz (ou gas cooler). La diminution progressive de la température permet de chauffer de l'eau d'une température faible à une température très élevée avec un pincement moyen relativement constant. Le cycle transcritique est donc plus performant pour produire de l'eau chaude à haute température que les cycles sous-critiques traditionnels. Pour les très basses températures, un fonctionnement en cycle sous-critique est simulé. Le COP est défini comme le rapport de la puissance frigorifique sur la puissance mécanique du cycle.

Dans le modèle numérique développé sous EES, les pertes thermiques externes ont été considérées comme négligeables, car les principales irréversibilités internes sont déjà prises en compte à travers les rendements du compresseur et les échanges thermiques.

Le rendement isentropique est calculé selon une corrélation polynomiale issue d'un ajustement expérimental par le fabricant (Equation (114)), dépendant du taux de compression (τ = HP/BP) et des températures caractéristiques du cycle [162]:

$$\eta_{is} = A\tau^4 + B\tau^3 + C\tau^2 + D\tau + E \cdot T_e v + F \cdot T^3 + Gg \quad (114)$$

Avec A = -0.0070, B = 0.1082, C = -0.6333, D = 1.7050, E = 0.0120, F = -0.0091, Gg = -0.7453.

Ainsi, la performance du compresseur est directement intégrée dans les équations du modèle. Le rendement volumétrique est également corrélé à partir de la relation suivante :

$$\eta_{vol} = A1\tau^{np} + n^{p}B1 + \tau C1 + D1 \quad (115)$$

Avec A1 = 0.0149, B1 = 0.0015, C1 = -0.1435, D1 = 1.0698.

Le GOR est calculé grâce à la puissance thermique au condenseur qui sera consommée pour évaporer l'eau dans la cellule AGMD selon l'équation *(2)*.

Dans l'AGMD, l'eau salée chauffée circule dans un canal chaud contre une membrane hydrophobe. Sous l'effet de la différence de température entre le canal chaud et un canal froid adjacent, de la vapeur d'eau traverse la membrane. Cette vapeur est ensuite condensée côté froid, produisant ainsi de l'eau douce, appelée perméat. L'eau froide nécessaire à la condensation est supposée être maintenue à une température constante dans le système. Le réservoir est supposé être suffisamment grand pour que la variation de température soit négligeable. La simulation a été réalisée dans les conditions suivantes : température du canal froid T_c = 20 °C, température du canal chaud variable, débits canaux chaud et froid de Q_h = 2,5 L/min et Q_c = 1,6 L/min respectivement et épaisseur de l'air gap δ_{ag} = 0,002 m.

Conformément à la loi d'Antoine (équation (*40*)), aux essais et aux simulations précédentes, nous remarquons sur la Figure 79 que le flux de perméat augmente de manière exponentielle avec l'augmentation de la température d'entrée T_{hin}. À des températures basses (autour de 20 °C), le flux de perméat est quasi nul. Il augmente rapidement avec la température, atteignant environ 12 $kg.m^{-2}.h^{-1}$ à T_h = 80 °C.

Le GOR augmente en fonction de la température T_h, il commence à presque 0 et s'accroît progressivement avec l'augmentation de T_h. L'augmentation du GOR indique que l'efficacité énergétique du processus s'améliore avec la température et le flux de perméat. Cependant, l'augmentation de température influence aussi la puissance thermique consommée par l'AGMD. L'augmentation du GOR montre ainsi une évolution freinée pour les températures les plus élevées.

L'augmentation de la température d'eau chaude entraine une augmentation de la haute pression. La puissance mécanique consommée par le compresseur augmente fortement. Le COP à T_h = 25 °C est supérieur à 3,5. La température critique du CO_2 étant de 31 °C, on observe une inflexion dans la courbe du COP aux alentours de cette température car le cycle passe de sous-critique à transcritique. Le COP diminue encore avec l'augmentation de la température, atteignant une valeur de 0,4 autour de 80°C.

L'augmentation de température d'eau chaude augmente le flux de perméat mais pénalise la production frigorifique.

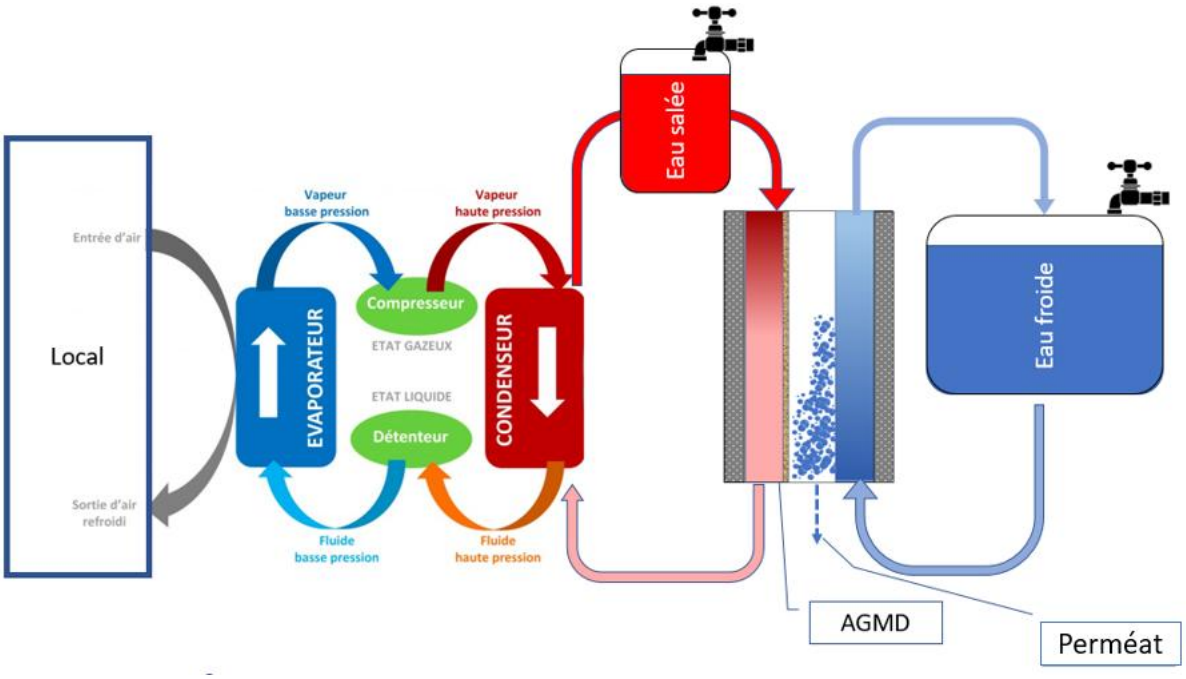


Figure 78 : TFPMD ou TFP couplée à une unité d'AGMD

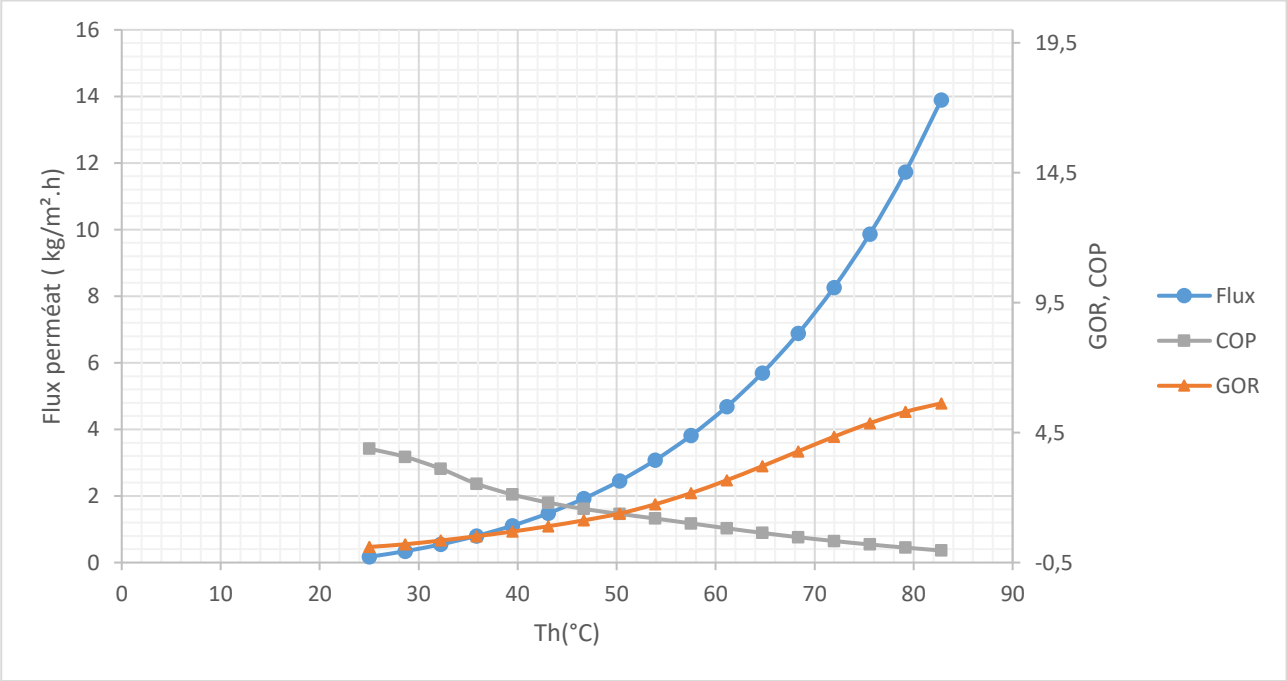


Figure 79 : Performances de l'AGMD 1 étage couplé à une TFP

Dans les publications en annexes A3 [162] et A4 [163], nous avons étudié différents indicateurs de performance tels que le SEEC, le STEC et le COP à partir d'une installation de climatisation pour un hôtel de 45 chambres d'une superficie de 1440 m^2 modélisée avec TRNSYS. Le système de climatisation et l'unité d'AGMD ont été modélisés avec EES. Une cosimulation TRNSYS-EES a été utilisée pour faire dialoguer les deux modèles et calculer les productions d'eau douce et les consommations d'énergie spécifiques thermiques et électriques. Dans ces simulations, la TFP est pilotée par la demande de rafraichissement. La production d'eau douce est donc un co-produit de la production de froid.

La première étude [162] compare les performances d'un système de climatisation par un groupe d'eau glacée à l'ammoniac, avec récupération de chaleur pour la production d'eau douce par distillation membranaire. Les performances de cette TFPMD sont simulées pour les climats des villes d'Ostende en Belgique (climat tempéré océanique), de Marseille en France (climat méditerranéen), de Barcelone en Espagne (Climat méditerranéen proche de celui de Marseille) et de Dakar au Sénégal (climat tropical aride) afin de proposer des configurations différentes de besoins de rafraîchissement. Sans surprise, des besoins continus toute l'année aboutissent à une plus forte production cumulée d'eau douce. Une faible température d'eau de mer a un effet bénéfique sur le fonctionnement de l'unité de dessalement. L'eau de mer étant plus fraiche à Dakar qu'à Barcelone ou Marseille, la production d'eau douce sera plus importante pour des besoins de froid équivalents. Le climat le plus favorable à la production d'eau douce est donc celui de Dakar car les besoins annuels sont les plus importants, la température d'eau de mer est plus faible et étonnamment, la puissance frigorifique maximale est également plus faible que pour les autres climats. Les consommations d'énergie électrique spécifiques sont élevées en comparaison avec l'osmose inverse car elles intègrent celles du compresseur frigorifique. A Dakar, la SEEC de la TFP couplée à la MD est de 53,06 kWh/m^3 pour la production de froid et d'eau douce contre 3 kWh/m^3 pour l'osmose inverse qui ne produit que de l'eau douce.

La deuxième étude [163] compare les performances d'une TFPMD en fonction du fluide frigorigène choisi pour le climat de Dakar (Sénégal). Une température de chauffage de l'eau de mer salée de 80 °C est fixée pour maximiser la production de l'unité de dessalement. Le GOR calculé est de 1,565. Les fluides frigorigènes comparés sont les hydrofluorocarbures R134a et R32, les hydrofluorooléfines R1234yf, R1234ze(E), R1234ze(Z), les hydrocarbures R290 (propane) et R600a (isobutane), le CO_2 (R744) et l'ammoniac (R717). Le fluide qui présente le meilleur COP est le CO_2 avec une valeur de 3,185 grâce au cycle transcritique mettant en œuvre un refroidissement progressif du gaz supercritique à la haute pression. Le COP du CO_2 n'est donc pas influencé par la température de production d'eau chaude. Les fluides les plus performants en cycle sous-critique sont l'ammoniac et le R1234ze(Z) avec des COP respectifs de 1,938 et 1,903. Les productions d'eau douce annuelles calculées sont entre 100 m^3 pour le CO_2 et 195 m^3 pour le R1234yf. D'autres simulations ont été menées avec une température de production d'eau chaude de 40 °C pour les cycles sous-critiques, une résistance électrique d'appoint assurant le chauffage jusqu'à 80 °C. Dans cette configuration, le COP des systèmes remonte à une valeur moyenne d'environ 5 et un GOR de 2,151. La STEC est d'environ 300 kWh/m^3. Dans cette étude, la SEEC comptabilise l'énergie électrique supplémentaire (hors consommation du compresseur) pour produire l'eau douce. La SEEC varie entre 62 kWh/m^3 pour l'ammoniac et 97 kWh/m^3 pour le R1234yf. Le cycle transcritique du CO_2 présente donc un COP plus faible en rafraîchissement mais aucune énergie électrique supplémentaire pour la production d'eau douce. Les simulations révèlent enfin qu'un tel système de TFPMD ne serait pas suffisant pour un hôtel car il ne produirait que 3 à 6 % des besoins en eau douce s'il était complet tous les jours avec un client par chambre consommant 200 L/jour.

4.2 Simulation d'une unité multi-passes

Pour améliorer les performances de l'AGMD, deux configurations ont été simulées : à deux étages et à trois étages (*Figure 80*). La simulation a été réalisée dans les conditions suivantes : température du canal froid T_c = 20 °C, température du canal chaud T_h = 78 °C, débits des canaux chaud et froid de Q_h = 2,6 L/min et Q_c = 1,6 L/min respectivement, salinité S = 35 g/kg et épaisseur de l'air gap δ_{ag} = 0,002 m.

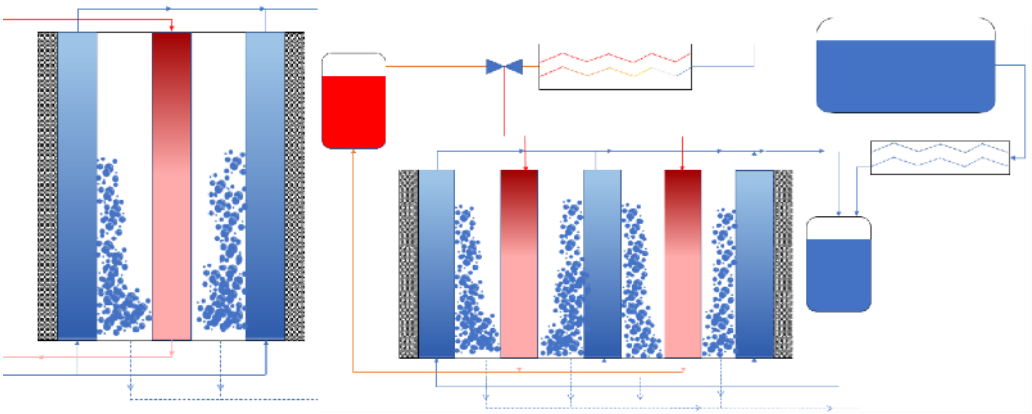


Figure 80 : Schémas d'AGMD à 2 et 3 étages

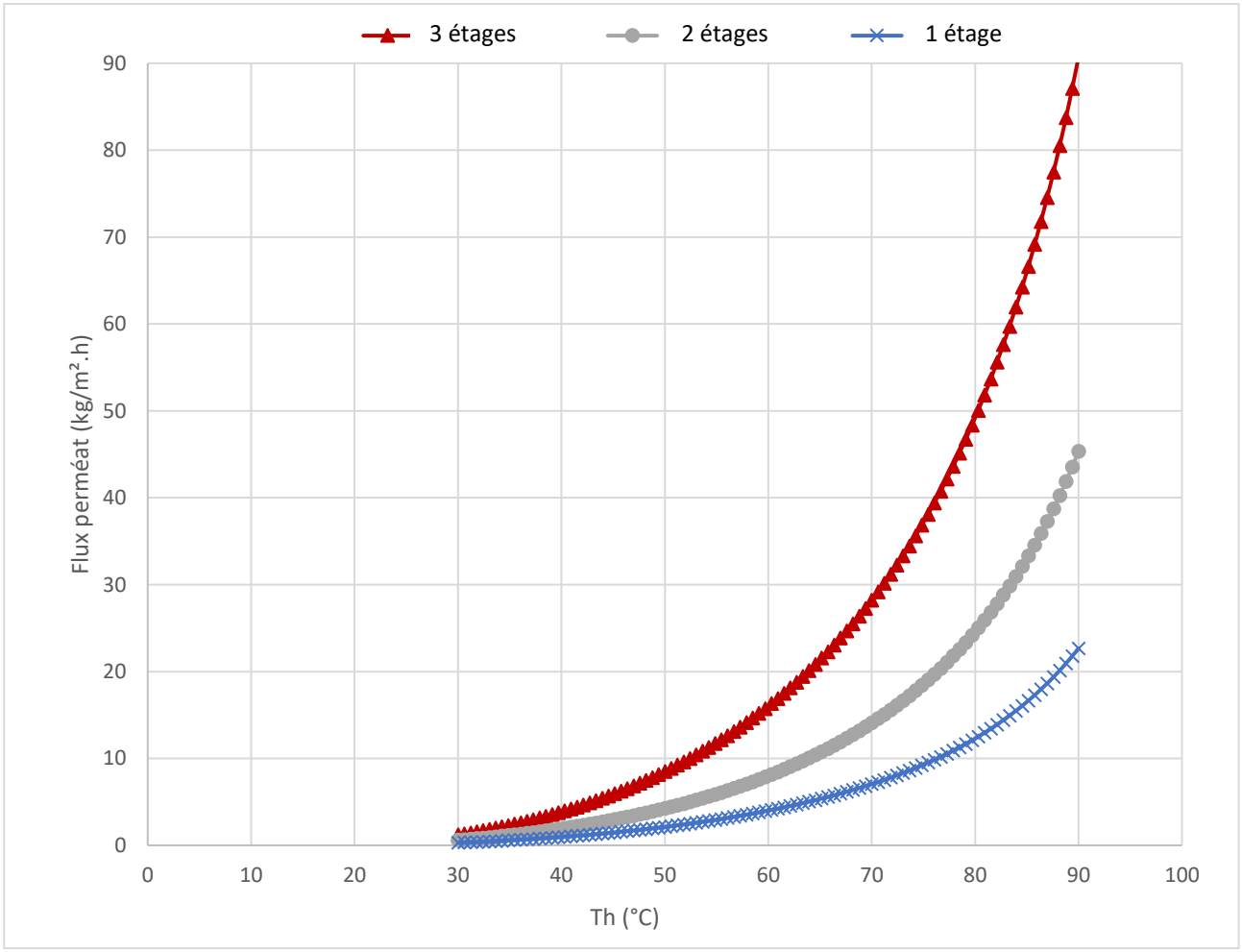


Figure 81 : Comparaison flux pour les 3 configurations

Le graphique de la Figure 81 montre que le flux perméat augmente en fonction de la température du canal chaud et que l'ajout d'étages améliore significativement les performances. La configuration à 3 étages donne le meilleur flux, suivie de 2 étages, puis 1 étage.

Le flux de perméat est plus élevé pour deux ou trois étages en raison de l'augmentation de la surface d'échange, car nous avons plus de surface de membrane et, par conséquent, un transfert de masse beaucoup plus important.

4.2.1 Variation du flux de perméat en fonction du nombre d'étages

Les graphiques de la Figure 82 et de la Figure 83 illustrent la variation du flux de perméat en fonction de la température du canal chaud T_h pour un débit Q_h = 2,6 L/min, un débit Q_c = 1,6 L/min pour un seul étage, un air gap de 2 mm, et une salinité S de 70 g/L.

Nous constatons que le flux de perméat augmente de manière exponentielle en fonction de la température du canal chaud T_h. Par exemple, lorsque T_h est de 40 °C, le flux de perméat est de 2 $kg.m^{-2}.h^{-1}$, et pour une température de 78 °C, le flux de perméat atteint 20 $kg.m^{-2}.h^{-1}$.

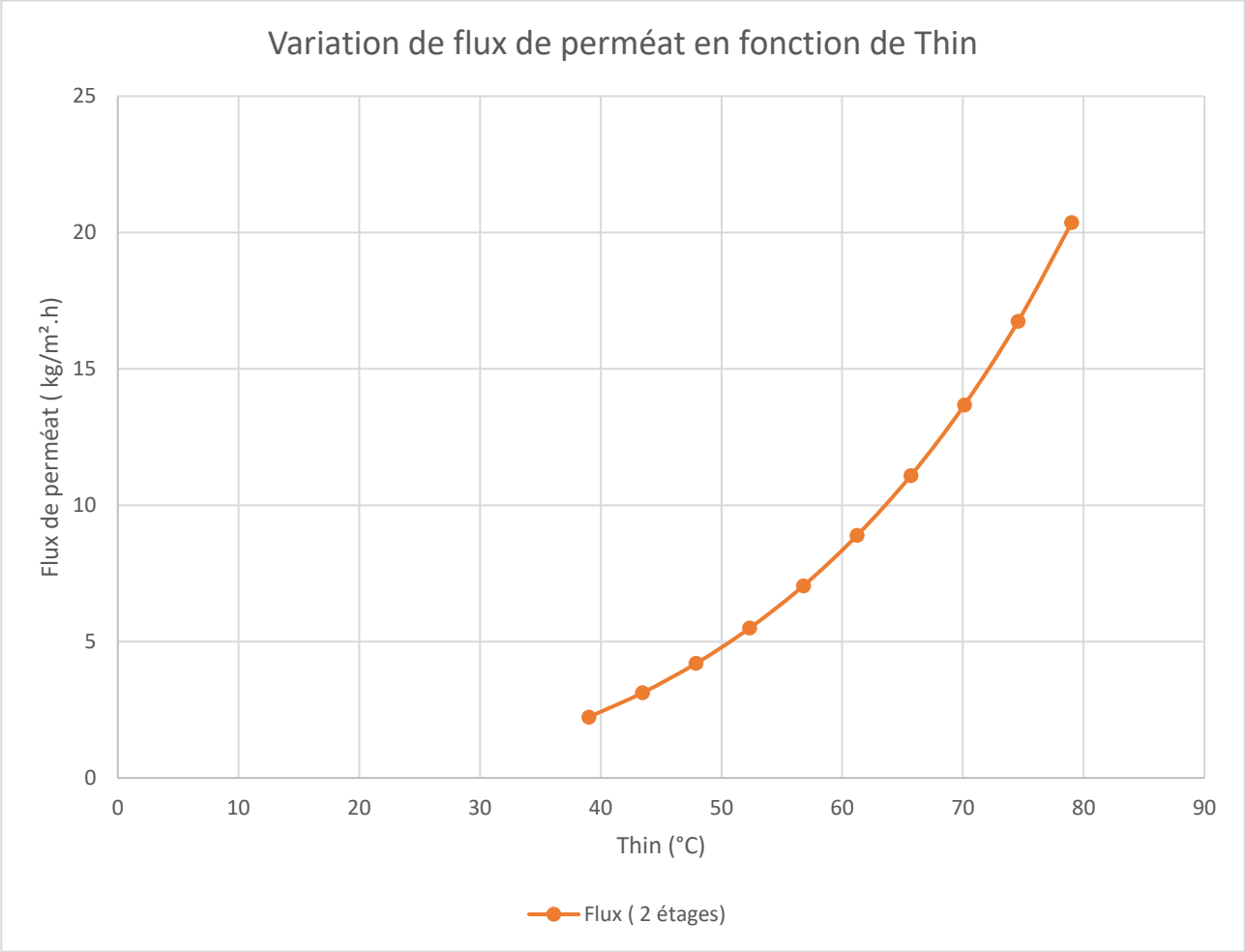


Figure 82 : Variation de flux de perméat en fonction de Th pour n=2

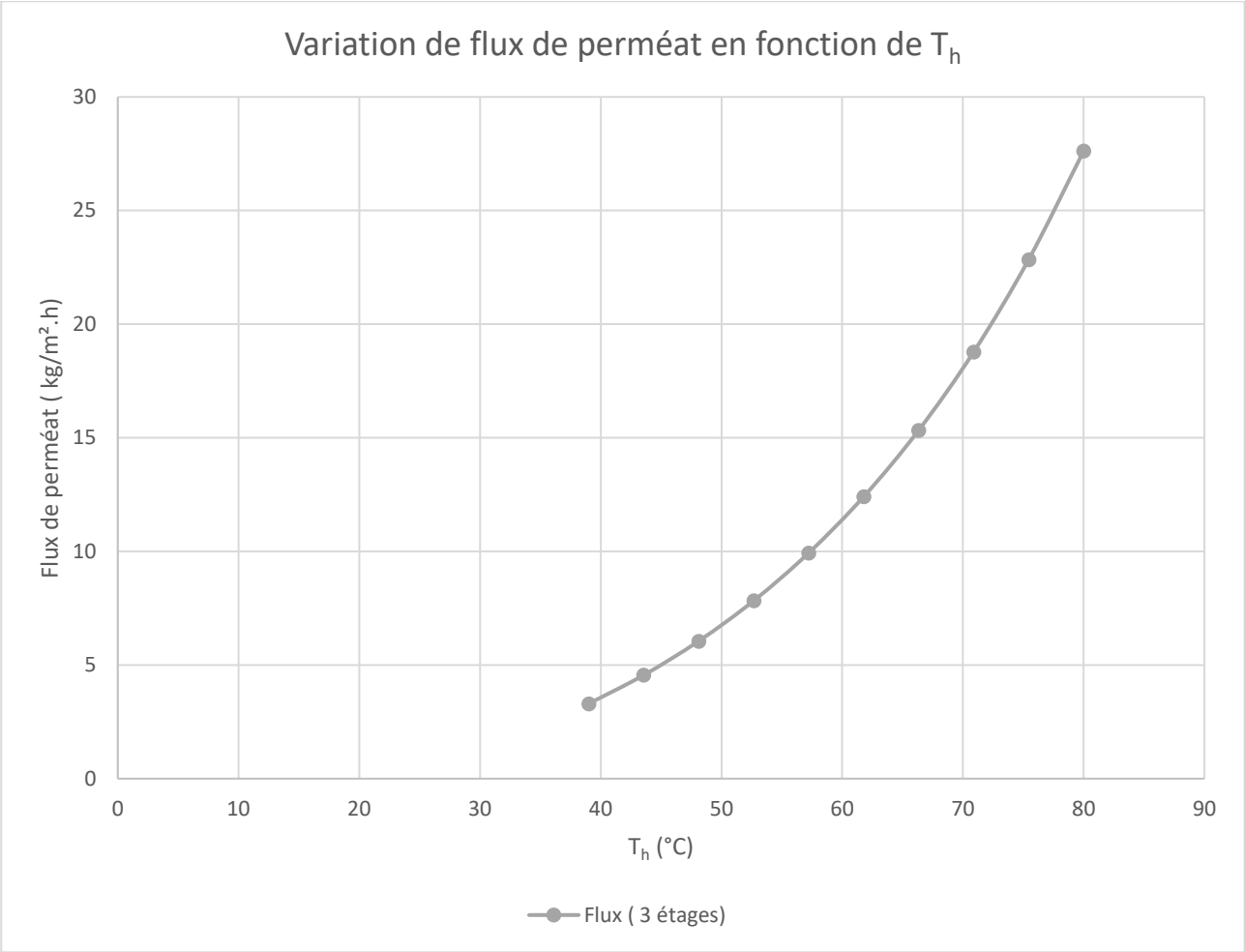


Figure 83 : Variation de flux de perméat en fonction de T_h pour n=3

Le flux de perméat est beaucoup plus élevé pour trois étages en raison de l'augmentation de la surface d'échange, car nous avons encore plus de surface de membrane et, par conséquent, un transfert de masse beaucoup plus important.

La Figure 83 montre la variation du flux de perméat en fonction de la température T_h du canal chaud et du nombre d'étages n. Les débits Q_h = 2,5 L/min et Q_c =1,5 L/min, ainsi que la salinité S = 70 g/L sont constants.

Pour chaque nombre d'étages, le flux de perméat augmente de manière exponentielle avec l'augmentation de la température T_h.

À une température donnée, le flux de perméat est plus élevé avec un nombre d'étages plus important. Par exemple, à T_h = 70 °C, le flux est environ 7 kg/m².h pour 1 étage, environ 13,5 $kg.m^{-2}.h^{-1}$pour 2 étages, et environ 18 $kg.m^{-2}.h^{-1}$pour 3 étages. Cela confirme que l'augmentation du nombre d'étages améliore significativement le flux de perméat, probablement en augmentant la surface de la membrane thermique et le transfert de de masse.

Le graphique illustre une interaction entre n et T_h. L'impact de l'augmentation de la température sur le flux est plus prononcé avec un plus grand nombre d'étages.
Pour des températures plus basses (autour de 30-40 °C), l'augmentation du flux avec le nombre d'étages est moins marquée, mais cette différence devient plus significative à des températures plus élevées (60 °C et plus).

Amélioration de la performance avec plus d'étages : Augmenter le nombre d'étages permet d'obtenir des flux de perméat plus élevés à des températures données, améliorant ainsi l'efficacité globale de l'unité de dessalement AGMD.

Stratégie d'optimisation : Pour optimiser le flux de perméat, il est avantageux d'augmenter à la fois le nombre d'étages et la température du canal chaud, tout en tenant compte des contraintes opérationnelles et des limites matérielles.

4.2.2 Analyse statistique de la variation du flux de perméat en fonction du nombre d'étages

D'après l'analyse d'un plan d'expérience dans l'annexe A.1, nous avons établi le modèle de régression linéaire suivant :

$$Flux_perméat = 4.772 + 3.696 \cdot n - 0.6113 \cdot Th + 0.00903 \cdot T_h^2 \qquad (116)$$

Ce modèle a été déterminé pour un débit constant de Q_h = 2,5 L/min (débit du canal chaud), un débit constant de Q_c = 1,5 L/min (débit du canal froid), et une salinité de S = 70 g/L. Dans ce modèle, T (°C) représente la température du canal chaud et n représente le nombre d'étages.

Tableau 25 : Tableau statistique

Action	Coef	Sigma	t	Proba p	Signif
Cste	4,77173	7,798	0,612	0,547	Non
n	3,6964	0,4611	8,016	0,000	Très
T_h	-0,611282	0,2717	-2,250	0,035	Oui
T_h*T_h	0,00902996	0,002288	3,946	0,001	Très

L'analyse statistique *Tableau* 25 montre que le nombre d'étages (n) a un impact très significatif sur le flux dans le système étudié. Voici les points clés à retenir :

La valeur p associée à n est inférieure à 0.0001, indiquant une très forte significativité statistique. Cela signifie que l'effet de n sur le flux est extrêmement peu probablement dû au hasard.

Avec un R^2 de 94.9%, le modèle explique une grande proportion de la variabilité observée dans le flux de perméat. La variable n contribue de manière significative à cette capacité de l'unité de dessalement.

En augmentant le nombre d'étages dans le système, on augmente la surface d'échange et le transfert de masse, ce qui entraîne une augmentation du flux de perméat.

Cette relation linéaire positive sera utile dans de nombreux contextes d'ingénierie où des structures plus complexes (avec plus d'étages) permettent une meilleure performance.

Pour maximiser le flux, il est bénéfique d'augmenter le nombre d'étages n, en tenant compte des contraintes physiques et économiques. Bien que (n) ait un effet significatif, il est crucial de surveiller d'autres facteurs et d'interactions potentielles qui pourraient influencer l'efficacité globale de l'AGMD.

En résumé, l'augmentation du nombre d'étages n est une stratégie efficace pour augmenter le flux de perméat dans le système l'unité AGMD, avec une relation linéaire positive et statistiquement très significative.

5 Conclusion du quatrième chapitre

La température du canal chaud influence simultanément le flux de perméat, le GOR et le COP. L'augmentation de la température accroît le flux de perméat, traduisant une meilleure production d'eau, tandis que le COP diminue légèrement, soulignant un compromis entre performance et efficacité énergétique.

Le modèle de Krischer s'est révélé le plus précis pour estimer la conductivité thermique effective de la membrane (0,044 $W \cdot m^{-1} \cdot K^{-1}$), tandis que le modèle de Neale et Nader [118] reproduit le mieux la tortuosité observée expérimentalement. L'augmentation de la salinité réduit légèrement le flux (−2 %) en raison de la baisse de la pression de vapeur partielle et d'une polarisation de concentration plus marquée.

Le débit des canaux chauds influence fortement le flux de perméat : il augmente rapidement avec le débit et une augmentation de l'épaisseur de l'air gap réduit le gradient de pression de vapeur et le flux de vapeur en raison d'une résistance thermique accrue.

L'analyse statistique montre que le nombre d'étages (n) a un effet hautement significatif ($p < 0,0001$, $R^2 = 94,9$ %) : le flux augmente considérablement avec n, grâce à une plus grande surface d'échange. L'unité AGMD à trois étages surpasse nettement celle à un seul étage en termes de flux et de GOR, confirmant l'intérêt des configurations multi-étagées pour maximiser la productivité, même avec un COP légèrement inférieur.

Ainsi, les systèmes multi-étagés conviennent mieux aux contextes où la chaleur est disponible et la production d'eau prioritaire, tandis que les unités à un seul étage sont adaptées aux environnements à ressources limitées. L'optimisation du système repose sur un équilibre entre productivité et efficacité énergétique, selon les contraintes opérationnelles et économiques.

Conclusion générale

Face à l'accélération du réchauffement climatique et à la pression croissante sur les ressources énergétiques et hydriques, la recherche de solutions durables et intégrées apparaît plus urgente que jamais. L'étude présentée a été initiée sur l'idée de la valorisation de la chaleur fatale rejetée par les systèmes de climatisation participant à l'effet d'îlot de chaleur urbain pour alimenter des procédés de dessalement de l'eau de mer, en particulier par distillation membranaire (MD), et plus précisément par distillation membranaire à lame d'air ou air gap (AGMD).

Une étude bibliographique approfondie a été réalisée afin d'explorer l'interdépendance entre consommation énergétique, climat mondial et stress hydrique. Un travail particulier a été mené sur les caractéristiques des membranes de distillation, notamment la tortuosité, la porosité, la taille des pores et le libre parcours moyen. Une revue du transfert de masse a également été effectuée, en s'appuyant sur les modèles de diffusion moléculaire, de Knudsen et de Poiseuille et des associations de ces modèles.

Sur cette base théorique, un banc expérimental a été conçu, fabriqué et instrumenté. Un plan d'expériences a été défini pour étudier l'effet des débits, des températures, de l'épaisseur de la lame d'air et de la salinité sur la production de perméat et le taux de rejets de sels. Les travaux expérimentaux réalisés démontrent la faisabilité et la performance du procédé AGMD. Le taux de rejet des sels supérieur à 99 % et la faible conductivité du distillat confirment la qualité de l'eau distillée produite. Les résultats expérimentaux ont permis d'établir un modèle statistique décrivant précisément le comportement du système. Ce modèle réduit a permis d'identifier le paramètre le plus influent qu'est l'épaisseur de la lame d'air. Son exploitation ouvre par ailleurs la voie à la modélisation complète et numériquement rapide de systèmes intégrés climatisation–dessalement. Ces résultats constituent une base pour optimiser le dimensionnement, la performance et la rentabilité énergétique de tels dispositifs à plus grande échelle.

Un modèle numérique a ensuite été développé sous EES afin de simuler les transferts de chaleur et de masse dans une unité d'Air Gap Membrane Distillation (AGMD). Le modèle de Ding et al., associant diffusions de Knudsen et moléculaire en parallèle, a été sélectionné parmi tous les modèles décrits dans la littérature. Les modèles de Krischer pour la conductivité thermique de la membrane et de Neale et Nader pour la tortuosité se sont révélés les plus adaptés. Les prédictions du modèle numérique ont montré une très bonne concordance avec les mesures expérimentales. Pour améliorer la production de perméat, des configurations AGMD à passes multiples ont été proposées. Ces configurations multi-étagées ont prouvé leur supériorité en termes de productivité, soulignant l'intérêt d'une conception modulaire adaptée aux besoins spécifiques et à la disponibilité énergétique. La distillation membranaire s'est avérée particulièrement adaptée, en raison de ses faibles températures de fonctionnement compatibles avec les systèmes de climatisation classiques. L'augmentation de température d'eau chaude augmente le flux de perméat mais pénalise cependant la production frigorifique.

Enfin, les perspectives du projet incluent le couplage de l'AGMD avec le procédé d'osmose inverse, permettant d'améliorer son efficacité, particulièrement dans les zones soumises à un stress hydrique élevé. D'autres simulations thermiques dynamiques de bâtiments intégrant les conditions météorologiques sur TRNSYS, permettraient aussi d'évaluer plus précisément l'évolution des consommations et des coûts associés. L'installation de systèmes TFPMD dans des hôtels, des résidences ou des bureaux utilisant des climatiseurs permettrait de réduire durablement les factures d'eau. De plus, le couplage de la TFPMD avec des panneaux solaires photovoltaïques représente une solution prometteuse pour les projets de dessalement durable en milieu rural, combinée à de nouvelles études expérimentales sur l'AGMD à passes multiples.

En définitive, cette étude démontre que la valorisation de la chaleur fatale via la distillation membranaire représente une solution technologique prometteuse et durable pour relever simultanément les défis du changement climatique, de la transition énergétique et de la sécurité hydrique. L'intégration de telles approches dans les politiques énergétiques et environnementales futures pourrait contribuer significativement à la construction de modèles urbains et industriels plus résilients et écoresponsables.

Références

[1] Accueil | Organisation des Nations Unies pour l'alimentation et l'agriculture, FAOHome (n.d.). https://www.fao.org/home/fr (accessed April 11, 2024).

[2] Publication du 6e rapport de synthèse du GIEC | Ministères Aménagement du territoire Transition écologique, (n.d.). https://www.ecologie.gouv.fr/actualites/publication-du-6e-rapport-synthese-du-giec (accessed April 27, 2025).

[3] perspective de l'eau OCDE.pdf, (n.d.).

[4] N. Hervé, Synthèse du sixième rapport de synthèse du GIEC, (2023).

[5] AR5 Synthesis Report: Climate Change 2014 — IPCC, (n.d.). https://www.ipcc.ch/report/ar5/syr/ (accessed April 27, 2025).

[6] A. Najib, J. Orfi, E. Ali, J. Saleh, Thermodynamics analysis of a direct contact membrane distillation with/without heat recovery based on experimental data, Desalination 466 (2019) 52–67. https://doi.org/10.1016/j.desal.2019.05.009.

[7] B. Clarke, F. Otto, R. Stuart-Smith, L. Harrington, Extreme weather impacts of climate change: an attribution perspective, Environ. Res.: Climate 1 (2022) 012001. https://doi.org/10.1088/2752-5295/ac6e7d.

[8] S. Vicuña, R.D. Garreaud, J. McPhee, Climate change impacts on the hydrology of a snowmelt driven basin in semiarid Chile, Climatic Change 105 (2011) 469–488. https://doi.org/10.1007/s10584-010-9888-4.

[9] IEA – International Energy Agency, IEA (n.d.). https://www.iea.org (accessed July 6, 2023).

[10] Statistical Review of World Energy 2023 : chiffres clés en infographies | Connaissances des énergies, (2023). https://www.connaissancedesenergies.org/statistical-review-world-energy-2023-chiffres-cles-en-infographies-240320 (accessed April 12, 2024).

[11] The Paris Agreement | UNFCCC, (n.d.). https://unfccc.int/process-and-meetings/the-paris-agreement (accessed April 12, 2024).

[12] Le pacte vert pour l'Europe - Commission européenne, (2021). https://commission.europa.eu/strategy-and-policy/priorities-2019-2024/european-green-deal_fr (accessed April 12, 2024).

[13] European Parliament, European Parliament (n.d.). https://www.europarl.europa.eu/portal (accessed May 11, 2025).

[14] Intergovernmental Panel on Climate Change, Climate Change 2021 – The Physical Science Basis: Working Group I Contribution to the Sixth Assessment Report of the Intergovernmental Panel on Climate Change, 1st ed., Cambridge University Press, 2023. https://doi.org/10.1017/9781009157896.

[15] 19092_strategie-carbone-FR_oct-20.pdf, (n.d.). https://www.ecologie.gouv.fr/sites/default/files/documents/19092_strategie-carbone-FR_oct-20.pdf (accessed October 30, 2024).

[16] C. général au développement durable, Émissions de CO2 hors UTCATF dans le monde, Chiffres clés du climat (n.d.). https://www.statistiques.developpement-durable.gouv.fr/edition-numerique/chiffres-cles-du-climat/6-emissions-de-co2-hors-utcatf-dans-le-monde.php (accessed November 25, 2024).

[17] World Energy Outlook 2023, (n.d.).

[18] Gain Output Ratio - an overview | ScienceDirect Topics, (n.d.). https://www.sciencedirect.com/topics/engineering/gain-output-ratio (accessed April 25, 2025).

[19] Énergie et pacte vert pour l'Europe, (2022). https://commission.europa.eu/strategy-and-policy/priorities-2019-2024/european-green-deal/energy-and-green-deal_fr (accessed January 10, 2025).

[20] Recuperation-chaleur-fatale-012221-2.pdf, (n.d.). https://librairie.ademe.fr/ged/8006/Recuperation-chaleur-fatale-012221-2.pdf (accessed November 8, 2024).

[21] Waste Heat Recovery: Technology and Opportunities in U.S. Industry, (n.d.).
[22] A.T. Diaby, P. Byrne, P. Loulergue, B. Balannec, A. Szymczyk, T. Mare, O. Sow, ETUDE DES PERFORMANCES D'UNE MACHINE FRIGORIFIQUE COUPLEE A UNE UNITE DE DISTILLATION MEMBRANAIRE, in: Colloque International Franco-Québécois CIFQ, Saint-Lô, France, 2017. https://hal.science/hal-01579545 (accessed April 12, 2024).
[23] D. Ürge-Vorsatz, L.F. Cabeza, S. Serrano, C. Barreneche, K. Petrichenko, Heating and cooling energy trends and drivers in buildings, Renewable and Sustainable Energy Reviews 41 (2015) 85–98. https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.08.039.
[24] M. Isaac, D.P. van Vuuren, Modeling global residential sector energy demand for heating and air conditioning in the context of climate change, Energy Policy 37 (2009) 507–521. https://doi.org/10.1016/j.enpol.2008.09.051.
[25] Infographie: Climatisation : la demande mondiale pourrait doubler d'ici 2040, Statista Daily Data (2022). https://fr.statista.com/infographie/18487/evolution-nombre-climatiseurs-dans-le-monde-demande-mondiale-en-climatisation (accessed March 20, 2024).
[26] Grand et petit cycle de l'eau - Syndicat Chère Don Isac, https://cheredonisac.fr/ (n.d.). https://cheredonisac.fr/grand-et-petit-cycle-de-leau/ (accessed November 7, 2024).
[27] Qu'est-ce que le stress hydrique ? Comment y répondre ? | Centre d'information sur l'eau, (2021). https://www.cieau.com/eau-transition-ecologique/enjeux/quest-ce-que-le-stress-hydrique-comment-y-repondre/ (accessed November 26, 2024).
[28] OiEau, Office International de l'Eau, OIEAU (n.d.). https://www.oieau.org/ (accessed November 10, 2024).
[29] J. Holmes, Situation nationale et régionale, (n.d.).
[30] International Water Management Institute (IWMI) : Home Page, International Water Management Institute (IWMI) (2024). https://www.iwmi.cgiar.org/ (accessed April 12, 2024).
[31] W.M. Organization (WMO), State of the Global Climate 2024, (n.d.). https://library.wmo.int/fr/records/item/69455-state-of-the-global-climate-2024 (accessed May 11, 2025).
[32] PREVISIONS METEO FRANCE - Site Officiel de Météo-France - Prévisions gratuites à 15 jours sur la France et sur le monde, (n.d.). https://meteofrance.com/ (accessed April 11, 2024).
[33] État des nappes d'eau souterraine : un suivi assuré par le BRGM | BRGM, (n.d.). https://www.brgm.fr/fr/etat-nappes-eau-souterraine-suivi-assure-brgm (accessed April 11, 2024).
[34] J.-M. Soubeyroux, J.-P. Vidal, M. Baillon, M. Blanchard, J.-P. Céron, L. Franchistéguy, F. Régimbeau, E. Martin, J.-C. Vincendon, Caractérisation et prévision des sécheresses et étiages en France à partir de la chaîne hydrométéorologique Safran-Isba-Modcou, La Houille Blanche 96 (2010) 30–39. https://doi.org/10.1051/lhb/2010051.
[35] J.-M. Soubeyroux, N. Kitova, M. Blanchard, J.-P. Vidal, É. Martin, P. Dandin, Sécheresses des sols en France et changement climatique : Résultats et applications du projet ClimSec, Météorologie 8 (2012) 21. https://doi.org/10.4267/2042/47512.
[36] Évolutions de la ressource en eau renouvelable en France métropolitaine de 1990 à 2018, (n.d.).
[37] Pesticides dans l'eau du robinet, Anses - Agence nationale de sécurité sanitaire de l'alimentation, de l'environnement et du travail (2024). https://www.anses.fr/fr/content/pesticides-dans-l%E2%80%99eau-du-robinet (accessed April 11, 2024).
[38] M.-A. Eyl-Mazzega, Géopolitique du dessalement d'eau de mer, (n.d.).
[39] J. Ouedraogo, Environmental Impact Cost Analysis of Multi-Stage Flash, Multi-Effect Distillation, Mechanical Vapor Compression, and Reverse Osmosis Medium-Size Desalination Facilities, 2016 ASEE Annual Conference & Exposition Proceedings (2000). https://www.academia.edu/51431588/Environmental_Impact_Cost_Analysis_of_Multi_Stage_Flash_Multi_Effect_Distillation_Mechanical_Vapor_Compression_and_Reverse_Osmosis_Medium_Size_Desalination_Facilities (accessed April 22, 2025).

[40] S. Ihm, O. Al-Najdi, O. Hamed, G. Jun, H. Chung, Energy cost comparison between MSF, MED and SWRO: Case studies for dual purpose plants, Desalination 397 (2016) 116–125. https://doi.org/10.1016/j.desal.2016.06.029.
[41] S. Aly, J. Jawad, H. Manzoor, S. Simson, J. Lawler, A.N. Mabrouk, Pilot testing of a novel integrated Multi Effect Distillation - Absorber compressor (MED-AB) technology for high performance seawater desalination, Desalination 521 (2022) 115388. https://doi.org/10.1016/j.desal.2021.115388.
[42] E.M. Anas, A.B. Abdellah, S. Said, M. Mohamed, A. Laknizi, Investigation du système de dessalement par humidification-déshumidification, 1 (2016).
[43] J. Kim, K. Park, D.R. Yang, S. Hong, A comprehensive review of energy consumption of seawater reverse osmosis desalination plants, Applied Energy 254 (2019) 113652. https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2019.113652.
[44] J. Cai, F. Guo, Study of mass transfer coefficient in membrane desalination, Desalination 407 (2017) 46–51. https://doi.org/10.1016/j.desal.2016.12.013.
[45] S.O. Olatunji, L.M. Camacho, Heat and Mass Transport in Modeling Membrane Distillation Configurations: A Review, Front. Energy Res. 6 (2018). https://doi.org/10.3389/fenrg.2018.00130.
[46] M.R.S. Kebria, A. Rahimpour, Membrane Distillation: Basics, Advances, and Applications, IntechOpen, 2020. https://doi.org/10.5772/intechopen.86952.
[47] M.G. Buonomenna, J. Bae, Membrane processes and renewable energies, Renewable and Sustainable Energy Reviews 43 (2015) 1343–1398. https://doi.org/10.1016/j.rser.2014.11.091.
[48] L.M. Camacho, L. Dumée, J. Zhang, J. Li, M. Duke, J. Gomez, S. Gray, Advances in Membrane Distillation for Water Desalination and Purification Applications, Water 5 (2013) 94–196. https://doi.org/10.3390/w5010094.
[49] M. Khayet, Membranes and theoretical modeling of membrane distillation: A review, Advances in Colloid and Interface Science 164 (2011) 56–88. https://doi.org/10.1016/j.cis.2010.09.005.
[50] Dessalement de l'eau de mer, Techniques de l'Ingénieur (n.d.). https://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/archives-th12/archives-operations-unitaires-genie-de-la-reaction-chimique-tiajb/archive-1/dessalement-de-l-eau-de-mer-j2700/ (accessed August 20, 2024).
[51] A. Belkacem, Modélisation et Simulation de Systèmes de Dessalement d'Eau de Mer par Osmose Inverse et Energies Renouvelables., Thesis, 2012. http://e-biblio.univ-mosta.dz/handle/123456789/969 (accessed August 20, 2024).
[52] I. Eziyi, A. Krothapalli, J.D. Osorio, J.C. Ordonez, J.V.C. Vargas, Effects of salinity and feed temperature on permeate flux of an air gap membrane distillation unit for sea water desalination, in: 2013 1st IEEE Conference on Technologies for Sustainability (SusTech), 2013: pp. 142–145. https://doi.org/10.1109/SusTech.2013.6617311.
[53] A. Alkhudhiri, N. Darwish, N. Hilal, Membrane distillation: A comprehensive review, Desalination 287 (2012) 2–18. https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.08.027.
[54] K. Lykkebo Petersen, N. Heck, B. G. Reguero, D. Potts, A. Hovagimian, A. Paytan, Biological and Physical Effects of Brine Discharge from the Carlsbad Desalination Plant and Implications for Future Desalination Plant Constructions, Water 11 (2019) 208. https://doi.org/10.3390/w11020208.
[55] M. Monnot, Conception d'une filière intensifiée par membrane pour le dessalement autonome d'eau de mer : étude du prétraitement et de son effet sur le biocolmatage, phdthesis, INSA de Toulouse, 2015. https://theses.hal.science/tel-01579005 (accessed August 20, 2024).
[56] J.-P. Méricq, Approche intégrée du dessalement d'eau de mer : Distillation membranaire sous vide pour la réduction des rejets salins et possibilités de couplage avec l'énergie solaire, These de doctorat, Toulouse, INSA, 2009. https://theses.fr/2009ISAT0051 (accessed August 20, 2024).

[57] F. Guerroudj, Dispositifs et méthodes RMN pour la caractérisation des écoulements et des transferts en milli-canaux, (n.d.).
[58] S.B. Iversen, V.K. Bhatia, K. Dam-Johansen, G. Jonsson, Characterization of microporous membranes for use in membrane contactors, Journal of Membrane Science 130 (1997) 205–217. https://doi.org/10.1016/S0376-7388(97)00026-4.
[59] Total dissolved solids, (n.d.). https://www.who.int/teams/environment-climate-change-and-health/water-sanitation-and-health/chemical-hazards-in-drinking-water/total-dissolved-solids (accessed May 15, 2025).
[60] A. PATRICIELLO, Parliamentary question | Boron concentration limit for water intended for human consumption in Europe | E-010115/2011 | European Parliament, (n.d.). https://www.europarl.europa.eu/doceo/document/E-7-2011-010115_EN.html (accessed May 15, 2025).
[61] Ecotoxicologie.fr - Quels impacts des polluants sur les écosystèmes ?, Ecotoxicologie.fr (n.d.). https://ecotoxicologie.fr/ (accessed May 15, 2025).
[62] Legube Bernard, Production d'eau potable: filières et procédés de traitement / Bernard Legube ; [préface d'Antoine Montiel], Dunod, Paris, 2015.
[63] A.T. Diaby, P. Byrne, P. Loulergue, B. Balannec, A. Szymczyk, T. Maré, O. Sow, Design study of the coupling of an air gap membrane distillation unit to an air conditioner, Desalination 420 (2017) 308–317. https://doi.org/10.1016/j.desal.2017.08.001.
[64] A.T. Diaby, Étude expérimentale et simulée d'une installation de thermofrigopompe pour la production de froid et le dessalement, These de doctorat, Rennes 1, 2017. http://www.theses.fr/2017REN1S156 (accessed April 13, 2022).
[65] M. Dahbani, W. Morjane, S. Roussel, P. Byrne, T. Mare, Simulation Study of a Multilayer Membrane Distillation Unit Coupled to Heat Pump, in: F. Ali-Toudert, A. Draoui, K. Halouani, M. Hasnaoui, A. Jemni, L. Tadrist (Eds.), Advances in Thermal Science and Energy, Springer Nature Switzerland, Cham, 2024: pp. 427–437. https://doi.org/10.1007/978-3-031-43934-6_43.
[66] E. Drioli, A. Ali, F. Macedonio, Membrane distillation: Recent developments and perspectives, Desalination 356 (2015) 56–84. https://doi.org/10.1016/j.desal.2014.10.028.
[67] (PDF) Evaluation of the Specific Energy Consumption of Sea Water Reverse Osmosis Integrated with Membrane Distillation and Pressure–Retarded Osmosis Processes with Theoretical Models, ResearchGate (2024). https://doi.org/10.3390/membranes12040432.
[68] M. Inkawhich, J. Shingler, R.S. Ketchum, W. Pan, R.A. Norwood, K.L. Hickenbottom, Temporal performance indicators for an integrated pilot-scale membrane distillation-concentrated solar power/photovoltaic system, Applied Energy 349 (2023) 121675. https://doi.org/10.1016/j.apenergy.2023.121675.
[69] H. Abdelrazeq, M. Khraisheh, M.K. Hassan, Long-Term Treatment of Highly Saline Brine in a Direct Contact Membrane Distillation (DCMD) Pilot Unit Using Polyethylene Membranes, Membranes 12 (2022) 424. https://doi.org/10.3390/membranes12040424.
[70] M.B. Abid, R.A. Wahab, M.A. Salam, I.A. Moujdin, L. Gzara, Desalination technologies, membrane distillation, and electrospinning, an overview, Heliyon 9 (2023) e12810. https://doi.org/10.1016/j.heliyon.2023.e12810.
[71] M.S. Zoromba, M.H. Abdel-Aziz, A. Attar, M. Bassyouni, Y. Elhenawy, Performance enhancement in air gap membrane distillation using heat recovery configurations, Results in Engineering 24 (2024) 103391. https://doi.org/10.1016/j.rineng.2024.103391.
[72] H. Geng, J. Wang, C. Zhang, P. Li, H. Chang, High water recovery of RO brine using multi-stage air gap membrane distillation, Desalination 355 (2015) 178–185. https://doi.org/10.1016/j.desal.2014.10.038.
[73] B.L. Pangarkar, S.K. Deshmukh, Theoretical and experimental analysis of multi-effect air gap membrane distillation process (ME-AGMD), Journal of Environmental Chemical Engineering 3 (2015) 2127–2135. https://doi.org/10.1016/j.jece.2015.07.017.

[74] L. Francis, F.E. Ahmed, N. Hilal, Advances in Membrane Distillation Module Configurations, Membranes 12 (2022) 81. https://doi.org/10.3390/membranes12010081.
[75] P. Wang, T.-S. Chung, Recent advances in membrane distillation processes: Membrane development, configuration design and application exploring, Journal of Membrane Science 474 (2015) 39–56. https://doi.org/10.1016/j.memsci.2014.09.016.
[76] A.S. Alsaadi, L. Francis, H. Maab, G.L. Amy, N. Ghaffour, Evaluation of air gap membrane distillation process running under sub-atmospheric conditions: Experimental and simulation studies, Journal of Membrane Science 489 (2015) 73–80. https://doi.org/10.1016/j.memsci.2015.04.008.
[77] N. Ghaffour, A. ALSAADI, L. Francis, Vacuumed gap membrane distillation (vagmed) module, multi-stage vagmed systems, and vagmed processes, WO2016103029A1, 2016. https://patents.google.com/patent/WO2016103029A1/en (accessed March 15, 2024).
[78] L. Francis, N. Ghaffour, A.S. Alsaadi, Submerged membrane distillation for desalination of water, 2016. http://hdl.handle.net/10754/621902 (accessed March 15, 2024).
[79] A. Alkhudhiri, N. Hilal, Membrane distillation-Principles, applications, configurations, design, and implementation, in: Emerging Technologies for Sustainable Desalination Handbook, Elsevier, 2018: pp. 55–106. https://doi.org/10.1016/B978-0-12-815818-0.00003-5.
[80] D. Winter, J. Koschikowski, M. Wieghaus, Desalination using membrane distillation: Experimental studies on full scale spiral wound modules, Journal of Membrane Science 375 (2011) 104–112. https://doi.org/10.1016/j.memsci.2011.03.030.
[81] M. Qasim, I.U. Samad, N.A. Darwish, N. Hilal, Comprehensive review of membrane design and synthesis for membrane distillation, Desalination 518 (2021) 115168. https://doi.org/10.1016/j.desal.2021.115168.
[82] H. Guo, X. Li, W. Yang, Z. Yao, Y. Mei, L. Peng, Z. Yang, S. Shao, C. Tang, Nanofiltration for drinking water treatment: a review, Frontiers of Chemical Science and Engineering 16 (2021). https://doi.org/10.1007/s11705-021-2103-5.
[83] A. Samadi, T. Ni, E. Fontananova, G. Tang, H. Shon, S. Zhao, Engineering antiwetting hydrophobic surfaces for membrane distillation: A review, Desalination 563 (2023) 21. https://doi.org/10.1016/j.desal.2023.116722.
[84] M.K. Alsebaeai, A.L. Ahmad, Membrane distillation: Progress in the improvement of dedicated membranes for enhanced hydrophobicity and desalination performance, Journal of Industrial and Engineering Chemistry 86 (2020) 13–34. https://doi.org/10.1016/j.jiec.2020.03.006.
[85] I. Hitsov, T. Maere, K. De Sitter, C. Dotremont, I. Nopens, Modelling approaches in membrane distillation: A critical review, Separation and Purification Technology 142 (2015) 48–64. https://doi.org/10.1016/j.seppur.2014.12.026.
[86] H. Xu, W. Jin, F. Wang, G. Liu, C. Li, J. Wang, H. Zhu, Y. Guo, Formation and characterization of polytetrafluoroethylene nanofiber membranes for high-efficiency fine particulate filtration, RSC Adv. 9 (2019) 13631–13645. https://doi.org/10.1039/C9RA01643K.
[87] M.G. Buonomenna, P. Macchi, M. Davoli, E. Drioli, Poly(vinylidene fluoride) membranes by phase inversion: the role the casting and coagulation conditions play in their morphology, crystalline structure and properties, European Polymer Journal 43 (2007) 1557–1572. https://doi.org/10.1016/j.eurpolymj.2006.12.033.
[88] X. Lu, M. Elimelech, Fabrication of desalination membranes by interfacial polymerization: history, current efforts, and future directions, Chem. Soc. Rev. 50 (2021) 6290–6307. https://doi.org/10.1039/D0CS00502A.
[89] V. Karanikola, A.F. Corral, H. Jiang, A.E. Sáez, W.P. Ela, R.G. Arnold, Effects of membrane structure and operational variables on membrane distillation performance, J MEMBR SCI 524 (2017) 87–96. https://doi.org/10.1016/j.memsci.2016.11.038.
[90] P. Saxena, P. Shukla, M.S. Gaur, Dielectric behavior and structural characterization of polymeric double layer thin films, J of Applied Polymer Sci 136 (2019) 47724. https://doi.org/10.1002/app.47724.

[91] Fabrication durable de membranes : apport des polymères biosourcés et/ou biodégradables, Techniques de l'Ingénieur (n.d.). https://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/materiaux-th11/materiaux-biosources-42685210/fabrication-durable-de-membranes-apport-des-polymeres-biosources-et-ou-biodegradables-n500/ (accessed August 7, 2024).
[92] G. Singh, P. Yadav, S.K. Singh, N. Ranjan, H. Verma, L.F.R. Ferreira, A. Kumar, Chapter Two - Membrane processes for wastewater treatment, in: A. Kumar, M. Bilal, L.F.R. Ferreira (Eds.), Advances in Chemical Pollution, Environmental Management and Protection, Elsevier, 2024: pp. 35–56. https://doi.org/10.1016/bs.apmp.2023.08.001.
[93] Filtration membranaire (OI, NF, UF), Techniques de l'Ingénieur (n.d.). https://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/environnement-securite-th5/procedes-de-traitement-des-eaux-potables-industrielles-et-urbaines-42318210/filtration-membranaire-oi-nf-uf-w4100/ (accessed August 7, 2024).
[94] Techniques séparatives à membranes, Techniques de l'Ingénieur (n.d.). https://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/archives-th12/archives-operations-unitaires-genie-de-la-reaction-chimique-tiajb/archive-2/techniques-separatives-a-membranes-j2790/ (accessed August 7, 2024).
[95] Bubble point - Lenntech, (n.d.). https://www.lenntech.com/library/fine/bubble/bubble-point.htm?utm_source=chatgpt.com (accessed May 15, 2025).
[96] E. Drioli, L. Giorno, Comprehensive Membrane Science and Engineering, Newnes, 2010.
[97] M.B. Tanis-Kanbur, R.I. Peinador, J.I. Calvo, A. Hernández, J.W. Chew, Porosimetric membrane characterization techniques: A review, Journal of Membrane Science 619 (2021) 118750. https://doi.org/10.1016/j.memsci.2020.118750.
[98] L. Eykens, K. De Sitter, C. Dotremont, L. Pinoy, B. Van der Bruggen, Characterization and performance evaluation of commercially available hydrophobic membranes for direct contact membrane distillation, Desalination 392 (2016) 63–73. https://doi.org/10.1016/j.desal.2016.04.006.
[99] M.M. Ghaleni, Modeling and Design of a Solar-Assisted High- Performance Direct Contact Membrane Distillation System, (n.d.). https://www.academia.edu/36971994/Modeling_and_Design_of_a_Solar_Assisted_High_Performance_Direct_Contact_Membrane_Distillation_System (accessed August 7, 2024).
[100] C.A. Quist-Jensen, A. Ali, S. Mondal, F. Macedonio, E. Drioli, A study of membrane distillation and crystallization for lithium recovery from high-concentrated aqueous solutions, Journal of Membrane Science 505 (2016) 167–173.
[101] F. Laganà, G. Barbieri, E. Drioli, Direct contact membrane distillation: modelling and concentration experiments, Journal of Membrane Science 166 (2000) 1–11. https://doi.org/10.1016/S0376-7388(99)00234-3.
[102] J. Liu, Q. Wang, H. Shan, H. Guo, B. Li, Surface hydrophobicity based heat and mass transfer mechanism in membrane distillation, Journal of Membrane Science 580 (2019) 275–288. https://doi.org/10.1016/j.memsci.2019.01.057.
[103] W. Dakiri, Microscopie Electronique à Balayage (MEB) Scanning Electronic Microscopy (SEM) Technique d'élaboration et de Caractérisation, (2024).
[104] M. Khayet, K.C. Khulbe, T. Matsuura, Characterization of membranes for membrane distillation by atomic force microscopy and estimation of their water vapor transfer coefficients in vacuum membrane distillation process, Journal of Membrane Science 238 (2004) 199–211. https://doi.org/10.1016/j.memsci.2004.03.036.
[105] S. Khemakhem, R. Ben Amar, A. Larbot, "Synthesis and characterization of a new inorganic ultrafiltration membrane composed entirely of Tunisian natural illite clay", Desalination 206 (2007) 210–214. https://doi.org/10.1016/j.desal.2006.03.567.
[106] M. Khayet, J.I. Mengual, G. Zakrzewska-Trznadel, M. Khayet, J.I. Mengual, G. Zakrzewska-Trznadel, Direct contact membrane distillation for nuclear desalination. Part I: Review of membranes used in membrane distillation and methods for their characterisation, International

Journal of Nuclear Desalination 1 (2005) 435–449. https://doi.org/10.1504/IJND.2005.007020.
[107] L. Martínez, F.J. Florido-Díaz, A. Hernández, P. Prádanos, Estimation of vapor transfer coefficient of hydrophobic porous membranes for applications in membrane distillation, Separation and Purification Technology 33 (2003) 45–55. https://doi.org/10.1016/S1383-5866(02)00218-6.
[108] F.-J. Granados-Ortiz, J. Ortega-Casanova, A. Lopez-Martinez, U.S. Mahabaleshwar, Estimation of the aerodynamic tortuosity of woven/wire screens, Journal of Wind Engineering and Industrial Aerodynamics 243 (2023) 105608. https://doi.org/10.1016/j.jweia.2023.105608.
[109] NIST recommended practice guide : porosity and specific surface area measurements for solid materials, Klobes, Peter; Meyer, Klaus; Munro, Ronald G., 2006. http://archive.org/details/nistrecommendedp9601unse_7 (accessed August 7, 2024).
[110] D. Wildenschild, J.W. Hopmans, C.M.P. Vaz, M.L. Rivers, D. Rikard, B.S.B. Christensen, Using x-ray computed tomography in hydrology: Systems, resolutions, and limitations, Journal of Hydrology 267 (2002) 285–297. https://doi.org/10.1016/S0022-1694(02)00157-9.
[111] R.M. Barrer, Diffusion in and through solids, University Press, Cambridge [England], 1951.
[112] Tortuosity in Porous Media: A Critical Review - Ghanbarian - 2013 - Soil Science Society of America Journal - Wiley Online Library, (n.d.). https://acsess.onlinelibrary.wiley.com/doi/abs/10.2136/sssaj2012.0435 (accessed August 8, 2024).
[113] B. Tjaden, S.J. Cooper, D.J. Brett, D. Kramer, P.R. Shearing, On the origin and application of the Bruggeman correlation for analysing transport phenomena in electrochemical systems, Current Opinion in Chemical Engineering 12 (2016) 44–51. https://doi.org/10.1016/j.coche.2016.02.006.
[114] M.C. García-Payo, M.A. Izquierdo-Gil, Thermal resistance technique for measuring the thermal conductivity of thin microporous membranes, J. Phys. D: Appl. Phys. 37 (2004) 3008. https://doi.org/10.1088/0022-3727/37/21/011.
[115] Z. Li, Y. Peng, Y. Dong, H. Fan, P. Chen, L. Qiu, Q. Jiang, Effects of thermal efficiency in DCMD and the preparation of membranes with low thermal conductivity, Applied Surface Science 317 (2014) 338–349. https://doi.org/10.1016/j.apsusc.2014.07.080.
[116] Thermal Conductivity of Polyvinylidene Fluoride Membranes for Direct Contact Membrane Distillation - Publications, Hot Disk (n.d.). https://www.hotdiskinstruments.com/publications/publication/07-0068/ (accessed August 8, 2024).
[117] C. Stark, J. Fricke, Improved heat-transfer models for fibrous insulations, International Journal of Heat and Mass Transfer 36 (1993) 617–625. https://doi.org/10.1016/0017-9310(93)80037-U.
[118] A. Nakayama, Chapter Two - Effective thermal conductivity of porous media, in: J.P. Abraham, J.M. Gorman, W.J. Minkowycz (Eds.), Advances in Heat Transfer, Elsevier, 2023: pp. 51–111. https://doi.org/10.1016/bs.aiht.2023.05.006.
[119] S.N.A.B. Roslan, N.H. Alias, N.H. Othman, M.H.A. Aziz, F. Marpani, M.S. Mat-Shayuti, M.Z. Shahruddin, T. DjokoKusworo, Application of response surface methodology for modelling of direct contact membrane distillation system: a review, Desalination and Water Treatment 257 (2022) 169–184. https://doi.org/10.5004/dwt.2022.28015.
[120] R.E. Cunningham, Diffusion In Gases And Porous Media 1980, 1980. http://archive.org/details/diffusioningasesandporousmedia1980 (accessed April 22, 2025).
[121] F. Bennai, Étude des mécanismes de transferts couplés de chaleur et d'humidité dans les matériaux poreux de construction en régime insaturé, (n.d.).
[122] Y. Dong, X. Dai, L. Zhao, L. Gao, Z. Xie, J. Zhang, Review of Transport Phenomena and Popular Modelling Approaches in Membrane Distillation, Membranes 11 (2021) 122. https://doi.org/10.3390/membranes11020122.

[123] J. Bear, Y. Bachmat, Heat and Mass Transport, in: J. Bear, Y. Bachmat (Eds.), Introduction to Modeling of Transport Phenomena in Porous Media, Springer Netherlands, Dordrecht, 1990: pp. 449–480. https://doi.org/10.1007/978-94-009-1926-6_7.
[124] D.M. Tartakovsky, M. Dentz, Diffusion in Porous Media: Phenomena and Mechanisms, Transp Porous Med 130 (2019) 105–127. https://doi.org/10.1007/s11242-019-01262-6.
[125] C.A. Sperati, Polytetrafluoroethylene: History of its Development and Some Recent Advances, in: R.B. Seymour, G.S. Kirshenbaum (Eds.), High Performance Polymers: Their Origin and Development, Springer Netherlands, Dordrecht, 1986: pp. 267–278. https://doi.org/10.1007/978-94-011-7073-4_26.
[126] J.-F. Daïan, Equilibre et transferts en milieux poreux, (n.d.).
[127] A novel analytical solution for gas diffusion in multi-scale fuel cell porous media | Request PDF, ResearchGate (2024). https://doi.org/10.1016/j.jpowsour.2017.07.015.
[128] Flow of Rarefied Gases - Chambre, Paul A.; Schaaf, Samuel A.: 9780691079646 - AbeBooks, (n.d.). https://www.abebooks.fr/9780691079646/Flow-Rarefied-Gases-Chambre-Paul-0691079641/plp (accessed April 23, 2025).
[129] R. Long, X. Lai, Z. Liu, W. Liu, Direct contact membrane distillation system for waste heat recovery: Modelling and multi-objective optimization, Energy 148 (2018) 1060–1068.
[130] Combined electrocoagulation and membrane distillation for treating high salinity produced waters, CoLab (n.d.). https://colab.ws/articles/10.1016%2Fj.memsci.2018.06.041 (accessed April 23, 2025).
[131] É. Favre, Modélisation de l'équilibre de sorption et du transfert de matière dans des membranes à base de polydiméthylsiloxane: application à l'extraction d'alcanols de solutions aqueuses par pervaporation, (n.d.).
[132] M. Michaud, Contacteur membranaire innovant pour la cristallisation: application aux systèmes de type diffusion / réaction, (n.d.).
[133] R. Niu, J. Du, X. Kong, Simulation study of membrane distillation regenerator based on reduced pressure air gap, Journal of Building Engineering 62 (2022) 105273. https://doi.org/10.1016/j.jobe.2022.105273.
[134] S. Adnan, M. Hoang, H. Wang, Z. Xie, Commercial PTFE membranes for membrane distillation application: Effect of microstructure and support material, Desalination 284 (2012) 297–308. https://doi.org/10.1016/j.desal.2011.09.015.
[135] T.-C. Chen, C.-D. Ho, H.-M. Yeh, Theoretical modeling and experimental analysis of direct contact membrane distillation, Journal of Membrane Science 330 (2009) 279–287. https://doi.org/10.1016/j.memsci.2008.12.063.
[136] Gas and vapour transport through microporous membranes. I. Knudsen-Poiseuille transition | Semantic Scholar, (n.d.). https://www.semanticscholar.org/paper/Gas-and-vapour-transport-through-microporous-I.-Schofield-Fane/0712418f5e4561a3941b1c81a8042b5d5def1a42 (accessed April 23, 2025).
[137] Z. Ding, R. Ma, A.G. Fane, A new model for mass transfer in direct contact membrane distillation, Desalination 151 (2003) 217–227. https://doi.org/10.1016/S0011-9164(02)01014-7.
[138] K. Yao, Y. Qin, Y. Yuan, L. Liu, F. He, Y. Wu, A continuous-effect membrane distillation process based on hollow fiber AGMD module with internal latent-heat recovery, AIChE Journal 59 (2013) 1278–1297. https://doi.org/10.1002/aic.13892.
[139] M. Qtaishat, T. Matsuura, B. Kruczek, M. Khayet, Heat and mass transfer analysis in direct contact membrane distillation, Desalination 219 (2008) 272–292. https://doi.org/10.1016/j.desal.2007.05.019.
[140] F.W. Dittus, L.M.K. Boelter, Heat transfer in automobile radiators of the tubular type, International Communications in Heat and Mass Transfer 12 (1985) 3–22. https://doi.org/10.1016/0735-1933(85)90003-X.
[141] V. Gnielinski, New equations for heat and mass transfer in the turbulent flow in pipes and channels, NASA STI/Recon Technical Report A 41 (1975) 8–16.

[142] Y. Mori, W. Nakayama, Study on forced convective heat transfer in curved pipes: (3rd report, theoretical analysis under the condition of uniform wall temperature and practical formulae), International Journal of Heat and Mass Transfer 10 (1967) 681–695. https://doi.org/10.1016/0017-9310(67)90113-5.
[143] The Effects of Prandtl Numbers on Local and Average Convective Heat Transfer Characteristics in Helical Pipes, Journal of Heat Transfer-Transactions of The Asme 119 (1997) 467–473. https://doi.org/10.1115/1.2824120.
[144] A. Kumar, B.N. Prasad, Investigation of twisted tape inserted solar water heaters—heat transfer, friction factor and thermal performance results, Renewable Energy 19 (2000) 379–398. https://doi.org/10.1016/S0960-1481(99)00061-0.
[145] G.F.C. Rogers, Y.R. Mayhew, Heat transfer and pressure loss in helically coiled tubes with turbulent flow, International Journal of Heat and Mass Transfer 7 (1964) 1207–1216. https://doi.org/10.1016/0017-9310(64)90062-6.
[146] J.P. Rothstein, Slip on Superhydrophobic Surfaces, Annual Review of Fluid Mechanics 42 (2010) 89–109. https://doi.org/10.1146/annurev-fluid-121108-145558.
[147] N. Loussif, J. Orfi, Slip flow heat transfer in micro-tubes with viscous dissipation, Desalination and Water Treatment 53 (2015) 1263–1274. https://doi.org/10.1080/19443994.2013.862012.
[148] D.C. Tretheway, C.D. Meinhart, Apparent fluid slip at hydrophobic microchannel walls, Physics of Fluids 14 (2002) L9–L12. https://doi.org/10.1063/1.1432696.
[149] R. Pit, H. Hervet, L. Léger, Direct Experimental Evidence of Slip in Hexadecane: Solid Interfaces, Phys. Rev. Lett. 85 (2000) 980–983. https://doi.org/10.1103/PhysRevLett.85.980.
[150] C. Cottin-Bizonne, B. Cross, A. Steinberger, E. Charlaix, Boundary Slip on Smooth Hydrophobic Surfaces: Intrinsic Effects and Possible Artifacts, Phys. Rev. Lett. 94 (2005) 056102. https://doi.org/10.1103/PhysRevLett.94.056102.
[151] M.G. Buonomenna, G. Golemme, X. Tan, K. Li, F. Gallucci, V. Larocca, J. Caro, E. Marand, A. Surapathi, J.K. Johnson, P. Kumar, C. Shankar, N. Widjojo, Y. Li, L. Jiang, T.-S. Chung, J.P. Ferraris, I.H. Musselman, J. Balkus, S.P. Nunes, G. Golemme, S.S. Jang, W.A. Goddard III, W. Yave, D. Roizard, E. Favre, V. Meynen, A. Buekenhoudt, B.V.D. Bruggen, J. Kim, M.G. Buonomenna, S.H. Choi, Advanced Materials for Membrane Preparation, Bentham Science Publishers, 2012. https://doi.org/10.2174/97816080530871120101.
[152] E. Lauga, M. Brenner, H. Stone, Microfluidics: The No-Slip Boundary Condition, in: C. Tropea, A.L. Yarin, J.F. Foss (Eds.), Springer Handbook of Experimental Fluid Mechanics, Springer, Berlin, Heidelberg, 2007: pp. 1219–1240. https://doi.org/10.1007/978-3-540-30299-5_19.
[153] P. Joseph, P. Tabeling, Direct measurement of the apparent slip length, Phys. Rev. E 71 (2005) 035303. https://doi.org/10.1103/PhysRevE.71.035303.
[154] Laboratory Filtration Solutions and Equipment | Sterlitech, (n.d.). https://www.sterlitech.com/?wtx=GAW&gad_source=1&gclid=Cj0KCQjwurS3BhCGARIsADdUH50VCFnpcG6tU8n7cukeTfGtiazkyCAZa3DSQ6C401yzFF7MDhI6XgEaAnSKEALw_wcB (accessed September 20, 2024).
[155] A.S. Alsaadi, N. Ghaffour, J.-D. Li, S. Gray, L. Francis, H. Maab, G.L. Amy, Modeling of air-gap membrane distillation process: A theoretical and experimental study, Journal of Membrane Science 445 (2013) 53–65. https://doi.org/10.1016/j.memsci.2013.05.049.
[156] Y. Zhang, F. Guo, Mitigating near-surface polarizations in membrane distillation via membrane surface decoration, Desalination 579 (2024) 117507. https://doi.org/10.1016/j.desal.2024.117507.
[157] Ellistat - Des outils qualité pour toutes les étapes de votre production, (n.d.). https://www.ellistat.com/ (accessed March 20, 2024).
[158] Y.S. Yogi, H.B. Parmar, H.F. Juybari, S. Nejati, A.K. Rao, R. Roy, M. Zarei, L. Li, S. Sett, A. Das, N. Miljkovic, J.A. Weibel, D.M. Warsinger, Slippery liquid infused porous surface (SLIPS) condensers for high efficiency air gap membrane distillation, Communications Engineering 4 (2025) 48. https://doi.org/10.1038/s44172-025-00348-y.

[159] Transfert en changement de phase, Techniques de l'Ingénieur (n.d.). https://www.techniques-ingenieur.fr/base-documentaire/energies-th4/transferts-thermiques-42214210/transfert-en-changement-de-phase-be8238/ (accessed June 5, 2025).
[160] A.R. Da Costa, A.G. Fane, D.E. Wiley, Spacer characterization and pressure drop modelling in spacer-filled channels for ultrafiltration, Journal of Membrane Science 87 (1994) 79–98. https://doi.org/10.1016/0376-7388(93)E0076-P.
[161] H. Geng, H. Wu, P. Li, Q. He, Study on a new air-gap membrane distillation module for desalination, Desalination 334 (2014) 29–38. https://doi.org/10.1016/j.desal.2013.11.037.
[162] L. Yang, H. Li, S.-W. Cai, L.-L. Shao, C.-L. Zhang, Minimizing COP loss from optimal high pressure correlation for transcritical CO2 cycle, Applied Thermal Engineering 89 (2015) 656–662. https://doi.org/10.1016/j.applthermaleng.2015.06.023.
[163] P. Byrne, B. Dubreil, W. Morjane, M. Dahbani, T. Maré, Comparison of refrigerants working in an air conditioning system with heat recovery for desalination, in: International Institute of Refrigeration (IIR), 2023. https://doi.org/10.18462/iir.icr.2023.0620.

Annexes

A1. Plan d'expériences

T_h	T_c	Air_Gap	Q_vh	Q_vc	S_in	Permeat
39	20	2	2.6	1.6	70	1.028
49	20	2	2.6	1.6	70	2.15
58	20	2	2.6	1.6	70	3.91
67.5	20	2	2.6	1.6	70	6.586
78	20	2	2.6	1.6	70	10.96
39	20	1	2.6	1.6	70	1.6568
49	20	1	2.6	1.6	70	3.8271
58	20	1	2.6	1.6	70	6.631
67.5	20	1	2.6	1.6	70	10.89
78	20	1	2.6	1.6	70	17
46	20	2	2.6	1.6	3	1.87314286
54	20	2	2.6	1.6	3	3.55542857
63.63	20	2	2.6	1.6	3	6.19642857
69.31	20	2	2.6	1.6	3	8.35714286
78	20	2	2.6	1.6	3	13.8788571
39	20	2	2.6	1.6	35	1.009
48	20	2	2.6	1.6	35	2.07
58	20	2	2.6	1.6	35	4.06
58	20	2	2.6	1.6	35	4.03
67.7	20	2	2.6	1.6	35	6.82
78	20	2	2.6	1.6	35	11.44
39	20	2	1.6	1.6	35	1.031
49	20	2	1.6	1.6	35	2.09
58	20	2	1.6	1.6	35	3.638
67.5	20	2	1.6	1.6	35	5.95
78	20	2	1.6	1.6	35	9.818
46	12	2	2.6	1.6	3	2.34
53.37	12	2	2.6	1.6	3	3.69
62.56	12	2	2.6	1.6	3	6.25928571
69	12	2	2.6	1.6	3	8.83757143
76.5	12	2	2.6	1.6	3	13.0628571
41.61	20	1	2.6	1.6	35	2.64
50.38	20	1	2.6	1.6	35	5.02
59.47	20	1	2.6	1.6	35	8.8
68.08	20	1	2.6	1.6	35	14.05
77.02	20	1	2.6	1.6	35	22.4
41.17	20	1	2.6	1.6	55	2.63
50.91	20	1	2.6	1.6	55	4.98
59.82	20	1	2.6	1.6	55	8.56
68.46	20	1	2.6	1.6	55	13.66
76.13	20	1	2.6	1.6	55	20.06
41.9	20	1	2.6	1.6	75	2.43
50.92	20	1	2.6	1.6	75	4.69
59.85	20	1	2.6	1.6	75	7.99
67.65	20	1	2.6	1.6	75	12.29
77.2	20	1	2.6	1.6	75	19.81
42.48	20	1	2.6	1.6	125	2.4
50.66	20	1	2.6	1.6	125	4.34
59.81	20	1	2.6	1.6	125	7.5
68.22	20	1	2.6	1.6	125	11.99
77.34	20	1	2.6	1.6	125	18.88
41.63	20	1	2.6	1.6	200	1.91
50.44	20	1	2.6	1.6	200	3.89
59.55	20	1	2.6	1.6	200	6.75
70.46	20	1	2.6	1.6	200	12.34
78.11	20	1	2.6	1.6	200	17.73

A2. Code du modèle numérique EES en équation formatées

----------*Données*----------

$M_v = 0.018$

$M_{NaCl} = 0.05844$

$R = 8.314$ [J/mol/K]

$g = 9.81$

$T_c = 20$

$P_t = 101325$ [Pa]

$Q_{v,h} = 2.5$ [L/min]

$Q_{v,c} = 1.6$ [L/min]

$S_{in} = 35$ [g/kg] *Salinité entrée*

Membrane

$Le = 0.14$ [m]

$Wi = 0.1$ [m]

$A_m = Le \cdot Wi$

$\varepsilon_x = 0.3167$

$\varepsilon_s = 0.001$

$d_p = 2.0 \times 10^{-7}$ [m]

$\varepsilon = 0.88$

$$\tau = \frac{1}{\varepsilon}$$

$\delta_m = 0.000076$ [m]

$\delta_s = 0.000076$ [m]

$\delta_{ag} = 0.002$ [m]

$\delta_h = 0.003$ [m]

$\delta_{cp} = 0.0015$ [m]

$S_h = \delta_h \cdot Wi$

$$dh_h = 4 \cdot \left[\frac{S_h}{2 \cdot \delta_h + 2 \cdot Wi} \right]$$

$S_c = S_h$

$dh_c = dh_h$

$\lambda_{cp} = 396$ [W/m/K]

$\lambda_x = 0.2$ [W/m/K]

----------*Modèle transfert de masse*---------

Loi de Darcy

$$J_v = K_1 \cdot (P_{v,hm} - P_{v,ma})$$

$$P_{v,hm} = \mathbf{P}_{sat}(Steam, T = T_{hm})$$

$$P_{v,ma} = \mathbf{P}_{sat}(Steam, T = T_{ma})$$

$$P_{v,aap} = \mathbf{P}_{sat}(Steam, T = T_{aap})$$

$$K_1 = (1 - \varepsilon_s) \cdot C_a$$

$$C_a = \left[\frac{1}{C_{kn}} + \frac{1}{C_{mol}} \right]^{-1}$$

$$C_{kn} = 4/3 \cdot d_p \cdot \frac{\varepsilon}{\delta_m \cdot \tau} \cdot \left[\frac{M_v}{2 \cdot \pi \cdot R \cdot (T_m + 273.15)} \right]^{0.5}$$

$$C_{mol} = \left[\frac{M_v}{P_t - P_v} \right] \cdot \varepsilon \cdot D_{va} \cdot \frac{P_t}{\delta_m \cdot \tau \cdot R \cdot (T_m + 273.15)}$$

$$D_{va} = 1.19 \cdot 10^{-4} \cdot \frac{T_m^{1.75}}{P_v}$$

$$T_m = \frac{T_{hm} + T_{ma}}{2}$$

$$P_v = \mathbf{P}_{sat}(Steam, T = T_m)$$

$$K_2 = \left[\frac{1}{(1 - \varepsilon_s) \cdot C_a} + \frac{1}{C_{ag}} \right]^{-1}$$

$$C_{ag} = \left[\frac{M_v}{P_t - P_v} \right] \cdot D_{va} \cdot \left[\frac{P_t}{(\delta_a + \delta_s) \cdot R \cdot (T_m + 273.15)} \right]$$

$$\dot{m}_w = J_v \cdot A_m$$

$$Flux_{permeate} = J_v \cdot 3600$$

$$c_s = \frac{\frac{\frac{S_{moy}}{1000}}{1 - \frac{S_{moy}}{1000}}}{\frac{\frac{S_{moy}}{1000}}{\left[1 - \frac{S_{moy}}{1000}\right] \cdot M_{NaCl}} + \frac{1}{M_v}}$$ *Coefficient salinité*

$$S_{moy} = S_{in}$$ *Salinité moyenne*

$$S_{out} = S_{in} \cdot \frac{\dot{m}_{sw,in}}{\mathbf{Max}\left(\dot{m}_{sw,in} - \dot{m}_w,\ 1.0 \times 10^{-10}\right)}$$ *Salinité sortie*

$$\dot{m}_{sw,in} = Q_{v,h} \cdot \frac{\rho_h}{1000 \cdot 60}$$

$$\rho_h = \rho(\text{Water}, T = T_h, P = P_t)$$

----------*Modèle thermique*----------

Bilans de flux de chaleur

$$\phi_h = \Delta H_{ev} + \phi_{ms} + \phi_{ma}$$

$$\phi_{ms} = \phi_{sx} + \phi_{sa}$$

$$\phi_{sx} = \phi_{sxcp}$$

$$\phi_{sxcp} + \varepsilon_x \cdot \varepsilon_s \cdot \Delta H_{cd} = \phi_{sxcpc}$$

$$\phi_{sa} = \phi_{sap}$$

$$\phi_{sap} = \phi_{spcp}$$

$$\phi_{spcp} + (1 - \varepsilon_x) \cdot \varepsilon_s \cdot \Delta H_{cd} = \phi_{spcpc}$$

$$\phi_{ma} = \phi_{ax} + \phi_{aa}$$

$$\phi_{ax} = \phi_{axcp}$$

$$\phi_{axcp} + \varepsilon_x \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot \Delta H_{cd} = \phi_{axcpc}$$

$$\phi_{aa} = \phi_{aap}$$

$$\phi_{aap} = \phi_{apcp}$$

$$\phi_{apcp} + ((1 - \varepsilon_x) \cdot (1 - \varepsilon_s)) \cdot \Delta H_{cd} = \phi_{apcpc}$$

$$\phi_{sxcpc} + \phi_{spcpc} + \phi_{axcpc} + \phi_{apcpc} = \phi_c$$

Données

$$\lambda_s = \mathbf{k}(\text{teflon}, T = T_m)$$

$$\lambda_{a,s} = \mathbf{k}(\text{Air}, T = T_{ma})$$

$$\lambda_{a,a} = \mathbf{k}\left[\text{Air}, T = \frac{T_{aa} + T_{aap}}{2}\right]$$

$$\lambda_h = \mathbf{k}(\text{Water}, T = T_h, P = P_t)$$

$$\lambda_c = \mathbf{k}(\text{Water}, T = T_c, P = P_t)$$

$$\lambda_p = \mathbf{k}\left[\text{Water}, T = \frac{T_{aap} + T_{apcp}}{2}, P = P_t\right]$$

$$\lambda_m = 0.044$$

$$\lambda_{m,parallel} = (1 - \varepsilon) \cdot \lambda_s + \varepsilon \cdot \lambda_{a,s}$$

$$\lambda_{m,series} = \left[\frac{1 - \varepsilon}{\lambda_s} + \frac{\varepsilon}{\lambda_{a,s}}\right]^{-1}$$

$$\lambda_{m,Krischer} = \left[\frac{1 - f_K}{\lambda_{m,parallel}} + \frac{f_K}{\lambda_{m,series}}\right]^{-1}$$

$$f_K = 0.6$$

$$\lambda_{m,geomean} = \lambda_{a,s} \cdot \left[\frac{\lambda_s}{\lambda_{a,s}}\right]^{(1 - \varepsilon)}$$

$$\lambda_{m,Krupiczka} = \lambda_{a,s} \cdot \left[\frac{\lambda_s}{\lambda_{a,s}}\right]^{\left[0.28 - 0.757 \cdot \log(\varepsilon) - 0.057 \cdot \log\left[\frac{\lambda_s}{\lambda_{a,s}}\right]\right]}$$

$$\lambda_{m,Maxwell,typeI} = \lambda_{a,s} \cdot \left[\frac{1 + 2 \cdot \beta \cdot (1 - \varepsilon)}{1 - \beta \cdot (1 - \varepsilon)}\right]$$

$$\lambda_{m,Maxwell,typeII} = \lambda_{a,s} \cdot \left[\frac{1 + 2 \cdot \beta \cdot (1 - \varepsilon) + (2 \cdot \beta^3 - 0.1 \cdot \beta) \cdot (1 - \varepsilon)^2 + 0.05 \cdot (1 - \varepsilon)^3 \cdot \exp(4.5 \cdot \beta)}{1 - \beta \cdot (1 - \varepsilon)}\right]$$

$$\beta = \frac{\lambda_s - \lambda_{a,s}}{\lambda_s + 2 \cdot \lambda_{a,s}}$$

$$R_m = \frac{\delta_m}{\lambda_m}$$

$$R_s = \frac{\delta_s}{\lambda_s}$$

$$R_{a,a} = \frac{\delta_a}{\lambda_{a,a}}$$

$$\delta_a = \delta_{ag} - \delta_p$$

$$\rho_v = \rho(\text{Steam}, T = T_m, x = 1)$$

$$\delta_p = 0.00199 \cdot \frac{T_h^{0.9}}{150^{0.9}}$$ *INNOVATION DU MODELE POUR LE CHAPITRE EXPERIMENTAL*

$$\mu_p = \textbf{Visc}\left[\text{Water}, T = \frac{T_{aap} + T_{apcp}}{2}, P = P_t\right]$$

$$\rho_p = \rho\left[\text{Water}, T = \frac{T_{aap} + T_{apcp}}{2}, P = P_t\right]$$

$$\Delta h_{cond} = \textbf{h}(\text{Water}, T = T_{aap}, x = 1) - \textbf{h}(\text{Water}, T = T_{aap}, x = 0)$$

$$R_{a,s} = \frac{\delta_s}{\lambda_{a,s}}$$

$$R_x = \frac{\delta_{ag}}{\lambda_x}$$

$$R_p = \frac{\delta_p}{\lambda_p}$$

$$R_{cp} = \frac{\delta_{cp}}{\lambda_{cp}}$$

$$v_h = \frac{\dot{m}_{sw,in}}{\rho_h \cdot S_h}$$

$$Re_h = \rho_h \cdot v_h \cdot \frac{dh_h}{\mu_h}$$

$$\mu_h = \mathbf{SW}_{Viscosity}\left(T_h, S_{moy}\right)$$

$$\mu_{hm} = \mathbf{SW}_{Viscosity}\left(T_{hm}, S_{moy}\right)$$

$$Pr_h = \mathbf{SW}_{Prandtl}\left(T_h, S_{moy}\right)$$

$$crit_h = Re_h \cdot Pr_h \cdot \frac{dh_h}{Le}$$

$$\nu_h = 200$$

$$h_h = \nu_h \cdot \frac{\lambda_h}{dh_h}$$

$$R_h = \frac{1}{h_h}$$

$$\dot{m}_c = Q_{v,c} \cdot \frac{\rho_c}{1000 \cdot 60}$$

$$\rho_c = \rho\left(Water, T = T_c, P = P_t\right)$$

$$v_c = \frac{\dot{m}_c}{\rho_c \cdot S_c}$$

$$Re_c = \rho_c \cdot v_c \cdot \frac{dh_c}{\mu_c}$$

$$\mu_c = \mathbf{SW}_{Viscosity}\left(T_c, S_{in}\right)$$

$$\mu_{cpc} = \mathbf{SW}_{Viscosity}\left(T_{cpc}, S_{in}\right)$$

$$Pr_c = \mathbf{SW}_{Prandtl}\left(T_c, S_{in}\right)$$

$$crit_c = Re_c \cdot Pr_c \cdot \frac{dh_c}{Le}$$

$$\nu_c = 200$$

$$h_c = \nu_c \cdot \frac{\lambda_c}{dh_c}$$

$$R_c = \frac{1}{h_c}$$

$$\Delta H_{ev} = \Delta h_{vap} \cdot \dot{m}_w$$

$$\Delta H_{cd} = \Delta h_{cond} \cdot \dot{m}_w$$

$$\Delta h_{vap} = \mathbf{h}\left(Water, T = T_{hm}, x = 1\right) - \mathbf{h}\left(Water, T = T_{hm}, x = 0\right)$$

Flux de chaleur

$$\phi_h = \frac{1}{R_h} \cdot A_m \cdot \left(T_h - T_{hm}\right)$$

$$\phi_{ms} = \frac{1}{R_m} \cdot A_m \cdot \varepsilon_s \cdot \left(T_{hm} - T_{ms}\right)$$

$$\phi_{sx} = \frac{1}{R_s} \cdot A_m \cdot \varepsilon_s \cdot \varepsilon_x \cdot \left(T_{ms} - T_{sx}\right)$$

$$\phi_{sxcp} = \frac{1}{R_x} \cdot A_m \cdot \varepsilon_s \cdot \varepsilon_x \cdot \left(T_{sx} - T_{sxcp}\right)$$

$$\phi_{sxcpc} = \frac{1}{R_{cp}} \cdot A_m \cdot \varepsilon_s \cdot \varepsilon_x \cdot \left(T_{sxcp} - T_{cpc}\right)$$

$$\phi_{sa} = \frac{1}{R_s} \cdot A_m \cdot \varepsilon_s \cdot \left(1 - \varepsilon_x\right) \cdot \left(T_{ms} - T_{sa}\right)$$

$$\phi_{sap} = \frac{1}{R_{a,a}} \cdot A_m \cdot \varepsilon_s \cdot \left(1 - \varepsilon_x\right) \cdot \left(T_{sa} - T_{sap}\right)$$

$$\phi_{spcp} = \frac{1}{R_p} \cdot A_m \cdot \varepsilon_s \cdot (1 - \varepsilon_x) \cdot (T_{sap} - T_{spcp})$$

$$\phi_{spcpc} = \frac{1}{R_{cp}} \cdot A_m \cdot \varepsilon_s \cdot (1 - \varepsilon_x) \cdot (T_{spcp} - T_{cpc})$$

$$\phi_{ma} = \frac{1}{R_m} \cdot A_m \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot (T_{hm} - T_{ma})$$

$$\phi_{ax} = \frac{1}{R_{a,s}} \cdot A_m \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot \varepsilon_x \cdot (T_{ma} - T_{ax})$$

$$\phi_{axcp} = \frac{1}{R_x} \cdot A_m \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot \varepsilon_x \cdot (T_{ax} - T_{axcp})$$

$$\phi_{axcpc} = \frac{1}{R_{cp}} \cdot A_m \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot \varepsilon_x \cdot (T_{axcp} - T_{cpc})$$

$$\phi_{aa} = \left[\frac{1}{R_{a,s}} \cdot A_m \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot (1 - \varepsilon_x)\right] \cdot (T_{ma} - T_{aa})$$

$$\phi_{aap} = \left[\frac{1}{R_{a,a}} \cdot A_m \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot (1 - \varepsilon_x)\right] \cdot (T_{aa} - T_{aap})$$

$$\phi_{apcp} = \left[\frac{1}{R_p} \cdot A_m \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot (1 - \varepsilon_x)\right] \cdot (T_{aap} - T_{apcp})$$

$$\phi_{apcpc} = \left[\frac{1}{R_{cp}} \cdot A_m \cdot (1 - \varepsilon_s) \cdot (1 - \varepsilon_x)\right] \cdot (T_{apcp} - T_{cpc})$$

$$\phi_c = \frac{1}{R_c} \cdot A_m \cdot (T_{cpc} - T_c)$$

A3. Article du congrès IREEC2 en 2023 à Hammamet, Tunisie, sur l'impact du climat sur le fonctionnement d'une TFPMD

ETUDE D'UN SYSTEME DE CLIMATISATION AVEC RECUPERATION DE CHALEUR POUR LE DESSALEMENT SOUMIS A DIFFERENTS CLIMATS

PAUL BYRNE, WISSAM MORJANE, MOSTAFA DAHBANI, THIERRY MARÉ
Laboratoire Génie Civil Génie Mécanique LGCGM, Université Rennes, Rennes, 35000, France
paul.byrne@univ-rennes.fr

RESUME

En raison du changement climatique et de la croissance de la population mondiale, le nombre de systèmes de climatisation augmente considérablement. En particulier dans les centres-villes, les condenseurs extérieurs rejettent de la chaleur et participent à l'effet d'îlot de chaleur urbain. Afin de réduire ce phénomène, une unité de récupération de chaleur pour le dessalement est couplée à la climatisation. La technique de dessalement est la distillation membranaire qui opère avec un gradient de pression de vapeur à travers une membrane microporeuse et hydrophobe. Le gradient de pression est généré par un gradient de température entre un canal d'eau salée chauffée par le condenseur de la climatisation et un canal d'eau froide. Plusieurs climats sont comparés : Ostende, Marseille, Barcelone et Dakar. Des résultats expérimentaux valident le modèle numérique développé dans l'environnement EES. Les coefficients de performance (COP) et les consommations énergétiques spécifiques thermiques et électriques (SEC) sont comparés en régime permanent à l'aide d'EES et en simulations transitoires à l'aide d'une cosimulation TRNSYS-EES, qui permet de coupler la production d'eau douce à la demande de refroidissement d'un hôtel. Le climat le plus favorable à la production d'eau douce est celui de Dakar car les besoins annuels sont les plus importants et la puissance maximale est plus faible que pour les autres climats.

Mots clés : climatisation, récupération de chaleur, dessalement

1. INTRODUCTION

L'augmentation de la population mondiale s'accompagne d'un accroissement des consommations d'énergie et d'eau. Environ 2,5 milliards d'individus risquent de souffrir du manque d'eau en 2050, la demande en eau augmentant de 55% [1]. De plus en plus de systèmes de climatisation sont installés dans les pays du sud. Dans le monde, il existe environ 4 milliards d'installation de froid, représentant environ 17 % de la consommation mondiale d'électricité [2]. La chaleur rejetée par les climatiseurs est généralement perdue et participe au phénomène de réchauffement des centres des grandes villes, appelé îlot de chaleur urbain. D'après de précédents résultats de recherche, la récupération de chaleur des climatiseurs pour produire de l'eau distillée semble être une idée intéressante [3-5].

Les fluides frigorigènes actuellement majoritaires dans les installations de climatisation sont les hydrofluorocarbures (HFC). Mais les HFC tels que le R134a sont actuellement remplacés par des fluides ayant un potentiel de réchauffement global (PRG) inférieurs tels que le R32. Les hydrofluorooléfines (HFO) R1234yf, R1234ze(E) et R1234ze(Z) sont d'autres alternatives avec un PRG extrêmement bas. Cependant, la décomposition des HFO conduit à la production de substances participant à l'acidification des eaux. Pour l'instant, les niveaux de concentration ont été jugés négligeables mais risquent de ne plus l'être si leur déploiement se poursuit. Les fluides naturels peuvent donc rester à l'avenir les seules alternatives pour conserver un faible impact environnemental global. Une comparaison des performances est présentée dans un précédent article [5]. Néanmoins, les substances naturelles ont aussi des inconvénients. Les hydrocarbures (propane R290 et isobutane R600a) sont inflammables et explosifs. Malgré une faible température critique, le dioxyde de carbone (R744) montre des performances intéressantes en cycle transcritique. Malgré sa toxicité et son caractère corrosif, l'ammoniac (NH_3, R717) est le fluide choisi dans cette étude pour ses propriétés thermodynamiques les plus intéressantes. Le caractère corrosif de l'ammoniac n'est pas un frein car l'eau de mer est également corrosive. Le cuivre de certaines canalisations, qui aurait pu être utilisé avec d'autres fluides frigorigènes que l'ammoniac, doit de toute façon être remplacé par de l'acier inoxydable. Le tableau 1 présente quelques propriétés thermodynamiques des fluides étudiés dans ces travaux, notamment la faible température critique du CO_2 et la forte chaleur latente de changement d'état du NH_3.

Tableau 1 : Quelques propriétés thermophysiques des fluides frigorigènes étudiés

Fluide frigorigène	Masse molaire (g/mol)	Température critique (°C)	Pression critique (bar)	Volume spécifique à $T_{rosée}$ = 0 °C (m^3/kg)	Chaleur latente de changement d'état à $T_{rosée}$ = 0°C (kJ/kg)	Chaleur latente de changement d'état à $T_{rosée}$ = 50°C (kJ/kg)
R134a	102	101	40,59	0,0693	198,6	151,8
R32	52,02	78,1	57,84	0,04526	315,3	209,6
R1234yf	114	94,7	33,82	0,05653	163,3	122,2
R1234ze(E)	114	109,4	36,32	0,08389	184,2	145,1
R1234ze(Z)	114	150,1	35,33	0,279	220,5	189
R290	44,1	96,7	42,47	0,09651	374,7	284,3
R600a	58,12	134,7	36,4	0,2353	355	298,5
CO_2	44,01	30,98	73,77	0,01024	230,9	état supercritique
NH_3	17,03	132,3	113,3	0,2892	1262	1050

Les technologies actuelles de dessalement sont généralement soit des procédés thermiques (distillation multiple effet et multi-flash) soit des procédés membranaires (osmose inverse). La distillation membranaire (MD pour « membrane distillation ») est un procédé à la fois thermique et membranaire qui utilise une membrane hydrophobe et microporeuse. Il existe plusieurs configurations de MD : l'AGMD à intervalle d'air (air gap), la DCMD à contact direct, la SGMD à balayage de gaz (sweeping gas), la VMD à l'aide d'une pompe à vide (vacuum), la PGMD à intervalle comblé par un matériau poreux (permeate gap). La figure 1 présente le principe de fonctionnement de l'AGMD. L'eau de mer chaude circule dans un canal chaud et s'évapore du fait d'un gradient de pression de vapeur créé par un gradient de température entre les deux surfaces de la membrane. La vapeur d'eau traverse la membrane et condense sur la surface froide rafraîchie par de l'eau de mer froide.

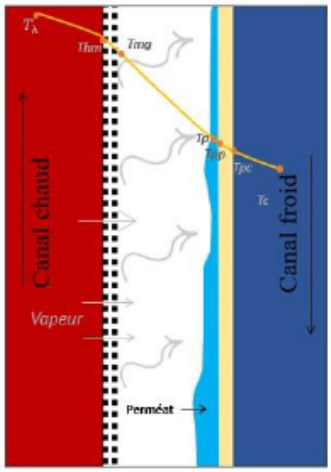


Figure 1 : Principe de fonctionnement de l'AGMD

Malgré une consommation d'énergie spécifique assez élevée en comparaison avec l'osmose inverse ou les autres principaux systèmes de dessalement, les avantages de la distillation membranaire sont nombreux pour l'application visée par notre étude : température d'alimentation faible, pressions faibles, technologie abordable économiquement, simplicité de mise en œuvre... Parmi les techniques de MD, l'AGMD est une des plus simples à mettre en œuvre, montre de bonnes performances et semble moins sensible au phénomène indésirable de mouillage de la membrane, une transformation des propriétés de surface qui laisse traverser de l'eau liquide. Le système Aquastill couple l'AGMD avec des pompes à chaleur (PAC) dans diverses configurations avec des

membranes spiralées [6-8]. Le procédé montre de bonnes performances techniques et économiques. Diaby et al. ont couplé un réfrigérateur à une unité d'AGMD simple étage plan pour produire du froid et de l'eau douce [9]. Cette étude expérimentale confirme que le couplage d'une thermofrigopompe et d'une unité de distillation membranaire est bien possible même avec des faibles niveaux de températures de fonctionnement qui peuvent correspondre à celle de la source chaude d'un climatiseur.

L'objectif de cette étude simulée est d'analyser l'impact du climat par l'intermédiaire de la température extérieure, des apports externes et de la température d'eau de mer sur les performances énergétiques et de production d'eau distillée de ce système de climatisation couplé à une unité de distillation membranaire.

2. DESCRIPTION DE L'ETUDE

Le système de climatisation et de production d'eau douce est supposé être installé dans un hôtel de 45 chambres situé en bord de mer dans quatre sites : Ostende, Marseille, Barcelone et Dakar. La simulation se base sur un fonctionnement de l'installation pour la climatisation, l'eau douce étant une coproduction. Le logiciel de simulation thermique dynamique est TRNSYS.

2.1 Hôtel

L'hôtel se compose de trois niveaux, un rez-de-chaussée et deux étages. Il contient 45 chambres, une cage d'escaliers et une cage d'ascenseur desservant le RDC et les deux étages. Au RDC, il y a une salle d'accueil, des sanitaires, une salle de réunions, deux bureaux, un local technique, 9 chambres, un couloir et une cage d'ascenseur et une cage d'escaliers pour accéder aux étages. A chacun des deux étages d'organisation similaire, un couloir dessert 18 chambres. Les plans de l'hôtel sont présentés ci-dessous (Figure 2 et 3). Les murs opaques ont un coefficient de déperdition surfacique U de 0,34 $W.m^{-2}.K^{-1}$, les vitrages, un coefficient Uw de 1,1 $W.m^{-2}.K^{-1}$. Le taux de renouvellement d'air par la ventilation simple flux est de 0,6 volume par heure. Les infiltrations comptent pour 0,2 volume par heure. La consigne de chauffage est à 20 °C et la consigne de rafraîchissement est à 26 °C. Les systèmes sont considérés comme parfaits et le logiciel calcule les besoins en chauffage et en rafraîchissement.

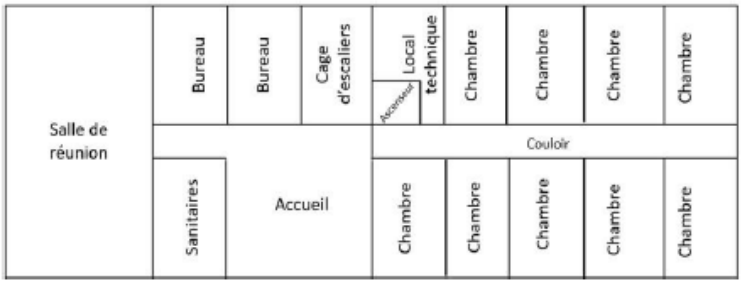


Figure 2 : Plan du rez-de chaussée

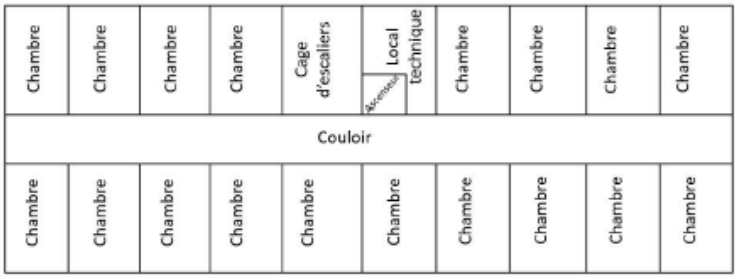


Figure 3 : Plan du premier et du deuxième étage

membranes spiralées [6-8]. Le procédé montre de bonnes performances techniques et économiques. Diaby et al. ont couplé un réfrigérateur à une unité d'AGMD simple étage plan pour produire du froid et de l'eau douce [9]. Cette étude expérimentale confirme que le couplage d'une thermofrigopompe et d'une unité de distillation membranaire est bien possible même avec des faibles niveaux de températures de fonctionnement qui peuvent correspondre à celle de la source chaude d'un climatiseur.

L'objectif de cette étude simulée est d'analyser l'impact du climat par l'intermédiaire de la température extérieure, des apports externes et de la température d'eau de mer sur les performances énergétiques et de production d'eau distillée de ce système de climatisation couplé à une unité de distillation membranaire.

2. DESCRIPTION DE L'ETUDE

Le système de climatisation et de production d'eau douce est supposé être installé dans un hôtel de 45 chambres situé en bord de mer dans quatre sites : Ostende, Marseille, Barcelone et Dakar. La simulation se base sur un fonctionnement de l'installation pour la climatisation, l'eau douce étant une coproduction. Le logiciel de simulation thermique dynamique est TRNSYS.

2.1 Hôtel

L'hôtel se compose de trois niveaux, un rez-de-chaussée et deux étages. Il contient 45 chambres, une cage d'escaliers et une cage d'ascenseur desservant le RDC et les deux étages. Au RDC, il y a une salle d'accueil, des sanitaires, une salle de réunions, deux bureaux, un local technique, 9 chambres, un couloir et une cage d'ascenseur et une cage d'escaliers pour accéder aux étages. A chacun des deux étages d'organisation similaire, un couloir dessert 18 chambres. Les plans de l'hôtel sont présentés ci-dessous (Figure 2 et 3). Les murs opaques ont un coefficient de déperdition surfacique U de 0,34 $W.m^{-2}.K^{-1}$, les vitrages, un coefficient Uw de 1,1 $W.m^{-2}.K^{-1}$. Le taux de renouvellement d'air par la ventilation simple flux est de 0,6 volume par heure. Les infiltrations comptent pour 0,2 volume par heure. La consigne de chauffage est à 20 °C et la consigne de rafraîchissement est à 26 °C. Les systèmes sont considérés comme parfaits et le logiciel calcule les besoins en chauffage et en rafraîchissement.

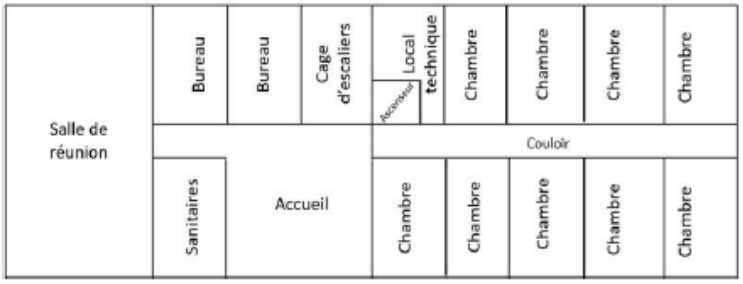


Figure 2 : Plan du rez-de chaussée

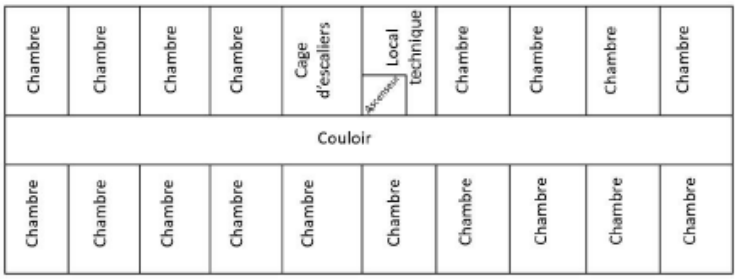


Figure 3 : Plan du premier et du deuxième étage

2.4 Modèle de l'unité de dessalement dans EES

Les équations de transfert de chaleur et de masse sont décrites en détail dans l'article de Dahbani et al. [10]. L'équation principale du transfert est dérivée de la loi de Fick dans laquelle le gradient de pression de vapeur ΔP_v génère un flux de perméat J_v (équation 1). La perméabilité K de la membrane est définie par l'équation 2 en fonction de la porosité ε et la tortuosité τ, du facteur de diffusion de la vapeur dans l'air D_{va}, de la masse molaire de la vapeur M_v, des pressions totale P_t et partielle moyenne d'air $P_{a,moy}$, des épaisseurs de membrane δ_m et de l'air gap δ_a, ainsi que de la température moyenne de la membrane T_m.

$$J_v = K \cdot \Delta P_v \quad (1)$$

$$K = \frac{\epsilon \cdot D_{va} \cdot M_v \cdot P_t}{(\tau \cdot \delta_m + \delta_a) \cdot P_{a,moy} \cdot R \cdot (T_m + 273{,}15)} \quad (2)$$

Le tableau 2 rassemble les paramètres des simulations. Les caractéristiques de la cellule sont celles d'une publication sur l'unité spiralée d'Aquastill utilisant des membranes en PTFE [7]. La température d'entrée du canal froid est égale à celle de l'eau de mer. La température d'entrée du canal chaud est fixée à une valeur constante de 80 °C.

Tableau 2 : Paramètres de simulation et de la membrane

Grandeur	Valeur	Unité
Salinité	35	g/l
Température d'entrée canal chaud	80	°C
Débit canal froid	163	l/min
Longueur de la cellule	64,75	m
Largeur de la cellule	0,4	m
Epaisseur de la membrane δ_m	0,12	mm
Epaisseur de l'air gap δ_a	1	mm
Surface de la membrane	25,9	m^2
Porosité de la membrane	85	%
Tortuosité des pores	1,5	-

L'installation de climatisation fonctionne avec de l'ammoniac. Pour une température de condensation de 80 °C, une température d'évaporation de 0 °C pour une boucle d'eau glacée pour la climatisation de régime 12 °C / 7 °C et en considérant un rendement isentropique à la compression égal à 0,8, le COP est de 1,938 (équation 3). Les pertes électromécaniques du compresseur sont négligées. La puissance mécanique est supposée égale à la puissance électrique absorbée. Le GOR (Gained Output Ratio) est le rapport de la chaleur latente nécessaire pour évaporer la production de perméat divisée par la chaleur récupérée au condenseur (équation 4). La consommation d'énergie thermique spécifique STEC est la chaleur récupérée par mètre cube d'eau distillée produite (équation 5). La consommation d'énergie électrique spécifique SEEC correspond ici au surplus d'électricité consommée par rapport à un fonctionnement normal du climatiseur, se condensant avec l'air extérieur comme source chaude (équation 6).

$$COP = \frac{\dot{Q}_{ev}}{\dot{W}_{mec}} \quad (3)$$

$$GOR = \frac{\dot{m}_w \cdot \Delta h}{\dot{Q}_{cd}} \quad (4)$$

$$STEC = \frac{\dot{Q}_{ev}}{\dot{V}_{eau}} \quad (5)$$

$$SEEC = \frac{\dot{W}_{mec,avec\ dessalement} - \dot{W}_{mec,normal}}{\dot{V}_{eau}} \quad (6)$$

3. RESULTATS ET DISCUSSION

Cette section présente les résultats de simulation sous forme de graphiques des évolutions temporelles des températures et des besoins de l'hôtel, associées à celles de la production d'eau douce, pour les quatre climats puis un tableau récapitulatif de comparaison des besoins de rafraîchissement et des productions.

3.1 Evolution des températures et besoins de l'hôtel

Les figures 6 à 9 présentent à gauche les résultats de simulation des températures dans trois zones thermiques de l'hôtel (accueil, sanitaires et salle de réunion). A droite sont les nuages de points de production horaire d'eau douce qui dépend directement des besoins de rafraîchissement. Comme attendu, les besoins de rafraîchissement à Ostende sont moins importants que sur les autres sites car les températures extérieures sont beaucoup plus faibles. La production d'eau douce est donc aussi plus faible. Les climats de Marseille et Barcelone sont très proches. Les productions de froid et d'eau douce sont donc similaires. Le climat à Dakar est un climat tropical aride avec une longue saison sèche d'octobre à juin et une courte saison des pluies de juillet à septembre. La latitude de la ville de Dakar étant beaucoup plus basse que les autres sites, les saisons sont différentes à celles de l'Europe, les besoins de froid les plus importants sont décalés vers la fin de l'année. En début d'année, les besoins sont aussi relativement élevés. Au global, les besoins de froid sont assez constants tout au long de l'année et la production associée montre le même profil.

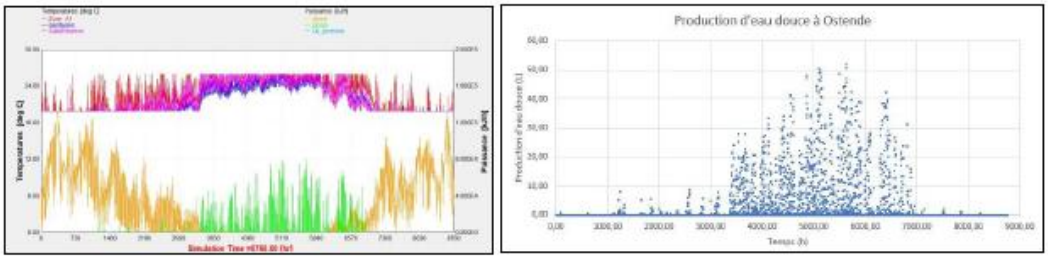


Figure 6 : Températures de trois zones thermiques, besoins de chauffage et de rafraîchissement (gauche) et production d'eau douce (droite) à Ostende

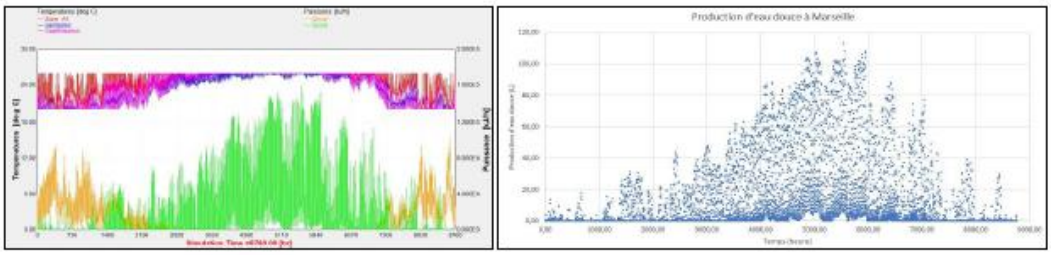


Figure 7 : Températures de trois zones thermiques, besoins de chauffage et de rafraîchissement (gauche) et production d'eau douce (droite) à Marseille

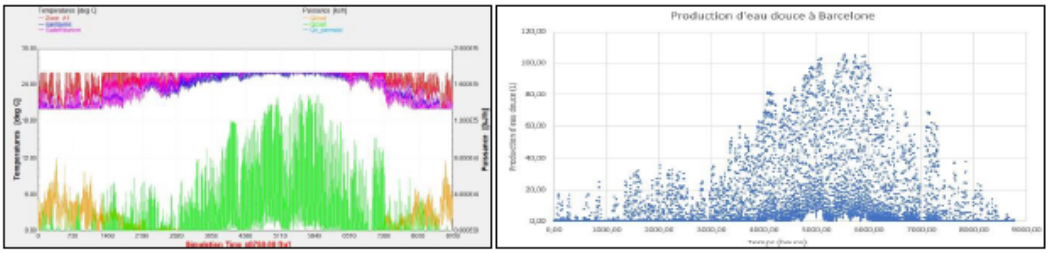


Figure 8 : Températures de trois zones thermiques, besoins de chauffage et de rafraîchissement (gauche) et production d'eau douce (droite) à Barcelone

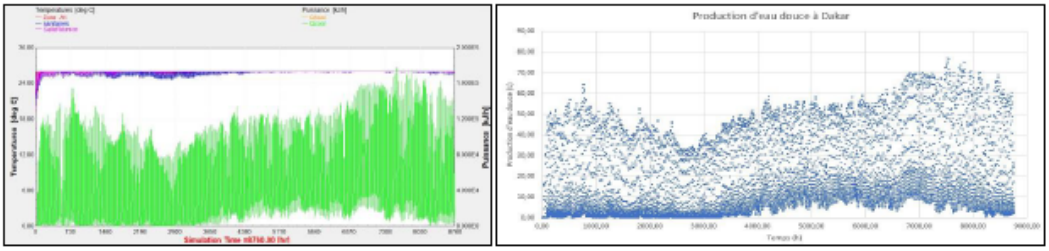


Figure 9 : Températures de trois zones, besoins de chauffage et de rafraîchissement (gauche) et production d'eau douce (droite) à Dakar

3.2 Bilans annuels

Le tableau 3 rassemble les résultats de simulation des besoins de chauffage et de climatisation, les consommations d'énergie spécifique thermique (STEC) et électrique (SEEC) et la production d'eau douce maximale journalière et la production cumulée annuelle. Les valeurs des besoins de froid influencent directement les productions d'eau douce annuelles. Les consommations d'énergie spécifiques permettent aussi de faire le lien avec la température d'eau de mer. Lorsque celle-ci est plus élevée, l'unité de dessalement est moins efficace et produit moins d'eau douce. Les COP des installations sont les mêmes pour tous les climats car les températures d'évaporation et de condensation sont identiques. Si on fait l'hypothèse que la température de condensation d'une installation de climatisation classique, sans système de dessalement, avec condensation sur l'air extérieur est de 40 °C, le COP serait de 4,681. L'écart de COP entraîne une surconsommation de l'installation pour le dessalement. C'est cette surconsommation d'énergie électrique qui rentre dans la SEEC. La production d'eau douce est légèrement plus élevée à Barcelone qu'à Marseille mais les consommations d'énergie spécifiques thermique et électrique sont légèrement à l'avantage du site de Marseille.

Tableau 3 : Bilan des performances des systèmes pour chaque climat

Ville	Besoins de chauffage (kWh)	Besoins de climatisation (kWh)	Production maximale d'eau douce (L)	Production annuelle totale d'eau douce (m^3)	STEC (kWh/m^3)	SEEC (kWh/m^3)
Ostende	14793	2081	51.96 (23 Août)	15,38	205.12	40,91
Marseille	4381	12593	112.83 (19 Août)	109,59	174.20	34,74
Barcelone	2492	11561	105.57 (19 Août)	101,29	173.03	34,51
Dakar	0	32488	77.21 (10 Novembre)	185,12	266.05	53,06

4. CONCLUSION

Cette étude présente l'influence du climat sur les performances d'un système de climatisation avec récupération de chaleur pour la production d'eau douce par distillation membranaire. Ce système est installé dans un hôtel de 45 chambres. Les climats des villes d'Ostende en Belgique, de Marseille en France, de Barcelone en Espagne et de Dakar au Sénégal ont été sélectionnées pour présenter une variété de cas d'études. Une cosimulation TRNSYS-EES a été utilisée pour calculer les productions d'eau douce et les consommations d'énergie spécifiques thermiques et électriques. Les conclusions principales de cette étude sont les suivantes.

- La production d'eau douce est liée à la demande de rafraîchissement. Des besoins continus toute l'année aboutissent à une plus forte production cumulée d'eau douce.
- Une faible température d'eau de mer a un effet bénéfique sur la production d'eau douce.
- Le climat le plus favorable à la production d'eau douce est celui de Dakar car les besoins annuels sont les plus importants et la puissance maximale est plus faible que pour les autres climats.
- Les consommations d'énergie électrique spécifiques sont élevées en comparaison avec l'osmose inverse (de l'ordre de 3 kWh/m^3).

D'autres simulations annuelles doivent affiner ces résultats pour d'autres fluides frigorigènes et d'autres configurations de systèmes. Le projet de recherche actuellement en cours au laboratoire prévoit la construction d'un prototype de système de climatisation avec récupération de chaleur pour le dessalement. Les essais futurs permettront de valider les modèles et de progresser dans la conception du système.

References

[1] HLPE, L'eau, enjeu pour la sécurité alimentaire mondiale, Rapport du Groupe d'experts de haut niveau sur la sécurité alimentaire et la nutrition du Comité de la sécurité alimentaire mondiale, Rome, 2015.

[2] Site Internet de l'Association Française du Froid, www.aff.fr, consulté le 15/01/2023

[3] Byrne P., Fournaison L., Delahaye A., Ait Oumeziane Y., Serres L., Loulergue P., Szymczyk A., Mugnier D., Malaval J.-L., Bourdais R., Gueguen H., Sow O., Orfi J., Mare T., A review on the coupling of cooling, desalination and solar photovoltaic systems, Renew. Sust. Energ. Rev. 47 (2015) 703–717.

[4] Diaby A.T., Byrne P., Loulergue P., Balannec B., Szymczyk A., Mare T., Sow O. Design study of the coupling of an air gap membrane distillation unit to an air conditioner. Desalination 420 (2017) 308-317

[5] Byrne P. Research Summary and Literature Review on Modelling and Simulation of Heat Pumps for Simultaneous Heating and Cooling for Buildings, Energies 2022, 15(10), 3529

[6] Ruiz-Aguirre A., Andres-Manas J.A., Fernandez-Sevilla J.M., Zaragoza G. Experimental characterization and optimization of multi-channel spiral wound air gap membrane distillation modules for seawater desalination, Separation and Purification Technology 205 (2018) 212–222

[7] Bindels M., Nelemans B. Theoretical analysis of heat pump assisted air gap membrane distillation, Desalination 518 (2021) 115282

[8] Bindels M., Nelemans B. Cost reduction of heat pump assisted membrane distillation by using variable electricity prices, Desalination 530 (2022) 115669

[9] Diaby A.T., Byrne P., Loulergue P., Sow O., Mare T. Experimental Study of a Heat Pump for Simultaneous Cooling and Desalination by Membrane Distillation, Membranes 2021, 11(10), 725

[10] Dahbani M., Morjane W., Roussel S., Byrne P., Mare T. Simulation study of a multilayer membrane distillation unit coupled to a heat pump, article soumis à Lecture Notes in Mechanical Engineering, éditions Springer

A4. Article du congrès ICR en 2023 à Paris sur l'impact du choix du fluide frigorigène sur le fonctionnement d'une TFPMD

DOI: 10.18462/iir.icr.2023.0620

Comparison of refrigerants working in an air conditioning system with heat recovery for desalination

Paul BYRNE*[(a)], Brice DUBREIL[(a)], Wissam MORJANE[(a)], Mostafa DAHBANI[(a)], Thierry MARE[(a)]

[(a)] Laboratoire Génie Civil Génie Mécanique (LGCGM)
Université de Rennes, 35000, France
*Corresponding author: paul.byrne@univ-rennes.fr

ABSTRACT

Due to global warming and to the growth of the world's population, the number of air conditioning units is increasing rapidly. Air conditioning systems amplify the urban heat island effect (UHI) observed in city centres, which reduces their performance. To counter this effect in coastal cities, a heat recovery unit for desalination is coupled to an air conditioner. The employed desalination technique is membrane distillation. It requires a pressure gradient to generate a vapour transfer through a microporous and hydrophobic membrane. Several refrigerants are compared: R134a, R32, R1234yf, R1234ze(E), R1234ze(Z), R290, R600a, R744 (CO_2) and R717 (ammonia). The performances are compared in terms of COP and distilled water production in steady-state (EES solver) and dynamic simulations using an EES-TRNSYS co-simulation. Thanks to the large temperature glide at the high pressure, CO_2 shows a high production of distilled water. The development of hydrocarbons is hampered by justified restrictions on their flammability.

Keywords: Air conditioning, Heat recovery, Desalination, Refrigerants, EES, TRNSYS

1. INTRODUCTION

The growth of the world's population is linked to an increase of energy and water consumptions. About 2.5 billion people are likely to suffer from water scarcity in 2050, with water demand increasing by 55% (HLPE, 2015). More and more air conditioning systems are being installed in southern countries. Worldwide, there are about 4 billion cooling systems, consuming about 17 % of global electricity production (AFF, 2023). The heat rejected by air conditioners is generally lost and contributes to the warming-up of the centres of large cities. This phenomenon is called urban heat island effect. Based on previous research results, recovering heat from air conditioners to produce distilled water seems an interesting solution to this problem (Byrne et al., 2015, Diaby et al., 2017, Byrne, 2022).

Currently, the refrigerants working in the majority of air conditioning systems are hydrofluorocarbons (HFCs). However, HFCs such as R134a are currently being replaced by fluids with a lower global warming potential (GWP) such as R32. Hydrofluoroolefins (HFOs) R1234yf, R1234ze(E) and R1234ze(Z) are other alternatives with extremely low GWP between 4 and 7, compared to 1430 for R134a (Table 1). However, the decomposition of HFOs in the atmosphere leads to the production of substances contributing to the acidification of water. For the moment, the concentration levels have been deemed negligible but may no longer be so if the deployment of HFOs continues. Natural fluids may therefore remain the only alternatives in the future to maintain a low overall environmental impact. A performance comparison is presented in a previous article (Byrne, 2022). Nevertheless, natural substances also have disadvantages. Hydrocarbons (propane R290 and isobutane R600a) are flammable and explosive. Despite a low critical temperature, carbon dioxide (CO_2, R744) shows interesting performance in transcritical cycle. Ammonia (NH_3, R717) is toxic and corrosive but shows the most interesting thermodynamic properties. The corrosive nature of ammonia is not a hindrance because seawater is also corrosive. The copper of some pipes, which could have been used with other refrigerants than ammonia, must be replaced by stainless steel. Table 1 presents some

thermodynamic properties of the fluids studied in this work, in particular the low critical temperature of CO_2 and the high latent heat of phase change of NH_3.

Table 1. Thermophysical properties of the studied refrigerants

Refrigerant	GWP (kg_{CO2} over 100 years)	Molar mass (g/mol)	Critical temperature (°C)	Critical pressure (bar)	Specific volume at T_{dew} = 0 °C (m^3/kg)	Latent heat at T_{dew} = 0 °C (kJ/kg)	Latent heat at T_{dew} = 50 °C (kJ/kg)
R134a	1430	102	101	40.59	0.0693	198.6	151.8
R32	675	52.02	78.1	57.84	0.04526	315.3	209.6
R1234yf	4	114	94.7	33.82	0.05653	163.3	122.2
R1234ze(E)	7	114	109.4	36.32	0.08389	184.2	145.1
R1234ze(Z)	7	114	150.1	35.33	0.279	220.5	189
R290	3	44.1	96.7	42.47	0.09651	374.7	284.3
R600a	4	58.12	134.7	36.4	0.2353	355	298.5
CO_2	1	44.01	30.98	73.77	0.01024	230.9	Supercritical state
NH_3	0	17.03	132.3	113.3	0.2892	1262	1050

Current desalination technologies are generally either thermal processes (multiple effect and multi-flash distillation) or membrane processes (reverse osmosis). Membrane distillation (MD) is both a thermal and membrane process that uses a hydrophobic and microporous membrane. There are several MD configurations: air gap AGMD, direct contact DCMD, sweeping gas SGMD, VMD using a vacuum pump, PGMD filled with a porous material (permeate gap) (Alkhudhiri et al., 2012). Figure 1 presents the operating principle of AGMD. Hot seawater circulates in a hot channel and evaporates due to a vapour pressure gradient created by a temperature gradient between the two surfaces of the membrane. Water vapour passes through the membrane and condenses on the cold surface cooled by cold seawater.

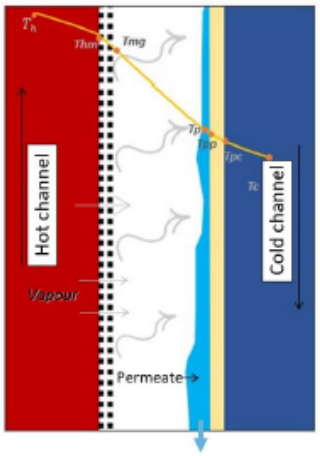


Figure 1: Operating principle of AGMD

Despite a higher specific energy consumption compared to reverse osmosis or other main desalination systems, the advantages of membrane distillation are numerous for the application targeted by our study: low feed temperature, low pressures, affordable technology, simplicity of implementation... Among MD techniques, AGMD is one of the simplest to implement. It performs well and seems less sensitive to the undesirable phenomenon of membrane wetting, a modification of surface properties that allows liquid water to pass through. The Aquastill system couples a heat pump with AGMD unit configured in spiral membranes (Ruiz-Aguirre et al., 2018, Bindels and Nelemans, 2021, Bindels and Nelemans, 2022). The process shows good technical and economic performance. Diaby et al. coupled a refrigerator to a flat single-stage AGMD

unit to produce cooling energy and distilled water (Diaby et al., 2021). This experimental study confirms that the coupling of a heat pump and a membrane distillation unit is indeed possible thanks to the low operating temperatures which can correspond to that of the heat sink of an air conditioner.

The objective of this study is to compare some refrigerants in air conditioners having the same duty, the heat rejected at condensers being recovered to supply hot seawater to a membrane desalination system.

2. MATERIALS AND METHOD

The air conditioning system with heat recovery for desalination is supposed to be installed in a 45-room hotel located by the sea in Dakar, Senegal. The simulation is based on a priority operation of the installation for air conditioning, desalination being a co-production. The dynamic thermal simulation software is TRNSYS (Klein, 2017).

2.1. Hotel description

The hotel model has three levels of 480 m^2, a ground floor and two upper floors. The total surface area is 1440 m^2. It has 45 rooms, a stairwell and an elevator. On the ground floor, there is a reception room, toilets, a meeting room, two offices, a technical room, 9 bedrooms, a corridor and an elevator shaft and a stairwell to access the upper floors. On each of the two floors of similar organization, a corridor leads to 18 rooms. The plans of the hotel are presented in Figure 2 and 3. The opaque walls have a heat loss coefficient of 0.34 $W.m^{-2}.K^{-1}$. The Uw coefficient of windows is equal to 1.1 $W.m^{-2}.K^{-1}$. The air renewal rate by simple flow ventilation is 0.6 volume per hour. Infiltrations count for 0.2 volume per hour. The heating setpoint is 20 °C, corresponding to a comfort value observed in real buildings. Indeed, the usual design value of 19 °C is rarely kept. The cooling setpoint is fixed at a high value of 26 °C in order to minimize the cooling demand. The systems are considered perfect and the software calculates the heating and cooling demands to exactly satisfy the comfort requirements.

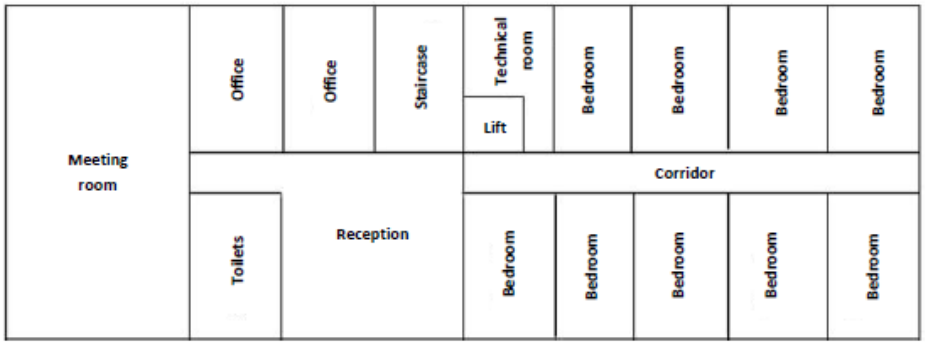


Figure 2: Ground floor of the hotel

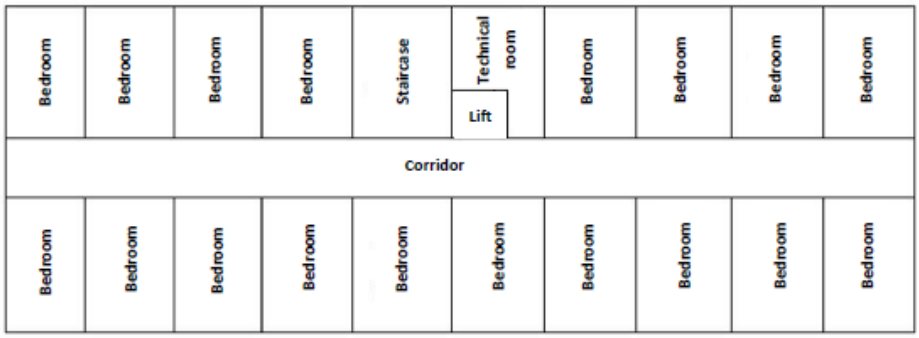


Figure 3: First and second floor of the hotel

2.2. Climate

The chosen city for this study is Dakar, Senegal. The weather data base is taken from the Meteonorm database available in TRNSYS. Ambient monthly temperatures are quite stable around the year. The average annual temperature is 25 °C. The amplitude between March, the coldest month, and October, the hottest, is 6 °C. The seawater temperature evolution is supposed to be sinusoidal with a period of one year as this behaviour is very close to the real temperature of the sea at a specific location. The annual average temperature is 24 °C and the amplitude is 8 °C.

2.3. TRNSYS numerical model

Cooling demands are generated by TRNSYS's type 56, which is a complete multi-zone building model (Figure 4). Each thermal zone is defined by a volume partitioned by walls and windows having their properties. By a meticulous description, type 56 takes into account convective and radiative thermal transfers, air renewal, infiltrations, heating, cooling and internal gains. This digital model is fed with meteorological data and transmits its calculation result to type 56. This module calls EES software in which the model of air conditioner with heat recovery for desalination is programmed. The evolution of seawater (T_mer) temperature is modeled with the "calculator" tool. On the right of the simulation studio are the graphic or digital outputs represented by screens or printers.

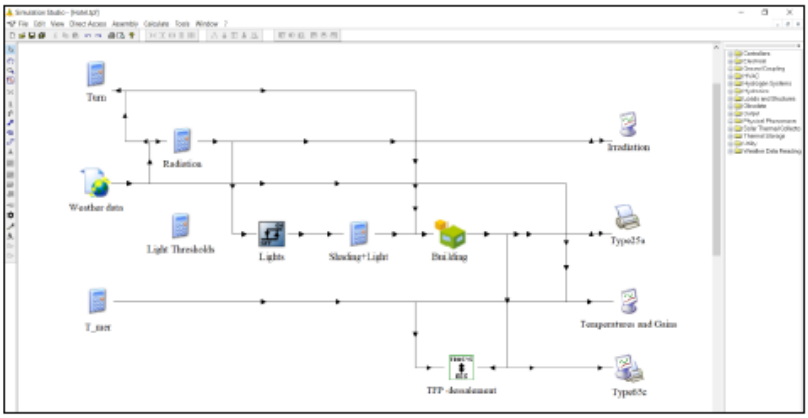


Figure 4: Model in the TRNSYS Studio

2.4. Desalination unit model in EES

The heat and mass transfer equations are described in detail in the article of Dahbani et al. (2023). The model was validated by previous studies (Diaby et al., 2017, Diaby et al., 2021). The general transfer equation is derived from Fick's law in which the vapour pressure gradient ΔP_v generates a permeate flux J_v (equation 1). The permeability K of the membrane is defined by equation 2 as a function of the porosity ε and the tortuosity τ, of the diffusion factor of vapour in air D_{va}, of the molar mass of the vapour M_v, of the total pressure P_t and average partial air pressure $P_{a,ave}$, the thicknesses of the membrane δ_m and of the air gap δ_a, as well as the average temperature of the membrane T_m.

$$J_v = K \cdot \Delta P_v \qquad \text{Eq. (1)}$$

$$K = \frac{\epsilon \cdot D_{va} \cdot M_v \cdot P_t}{(\tau \cdot \delta_m + \delta_a) \cdot P_{a,ave} \cdot R \cdot (T_m + 273{,}15)} \qquad \text{Eq. (2)}$$

Table 2 gathers the simulation parameters and the characteristics of the membrane. The characteristics of the cell are those of a publication on the Aquastill's spiral desalination unit using PTFE membranes with a feed flow rate of 600 l/min (Bindels and Nelemans, 2021). The inlet temperature of the cold channel is equal

to that of seawater. The inlet temperature of the hot channel is fixed at a constant value of 40 °C to imitate a normal operation for an air conditioner and at 80 °C in order to increase the distilled water production.

Table 2. Model parameters and desalination unit characteristics

Grandeur	Value	Unit
Salinity	35	g/l
Hot feed temperature	80	°C
Hot feed flow rate	600	l/min
Cold feed flow rate	163	l/min
Unit length	64.75	m
Unit width	0.4	m
Membrane thickness d_m	0.12	mm
Air gap thickness d_a	1	mm
Membrane surface	25.9	m^2
Porosity	85	%
Tortuosity	1.5	-

The simulated systems work with the refrigerants presented in table 1. The condensation temperature is assumed to be the same as the hot feed temperature of 80 °C. The seawater is heated from its initial temperature up to 80 °C firstly by condensation (up to around 75 °C) and secondly by desuperheating of the refrigerant. This high condensation temperature might be source of problems, especially at the compressor discharge where the refrigerant temperature is the highest. Future developments will take this constraint into account. The system will either use CO_2 in the transcritical cycle, which is less sensible to high temperatures, or a cycle with an economizer to lower the discharge temperature. The evaporation temperature is fixed at 0 °C for a chilled water regime of 12 °C / 7 °C. The isentropic efficiency is assumed to be 0.8. The electromechanical losses at the compressor are neglected. The mechanical power is supposed to be equal to the electric power consumption. The COP is the ratio of the cooling energy (or capacity) divided by the consumed mechanical work (or power) (equation 3). The Gained output ratio is the ratio of the latent heat needed to evaporate the permeate production divided by the heat recovered at the condenser (equation 4). The specific thermal energy consumption STEC is the heat recovered per cubic meter of produced distilled water (equation 5). The specific electric energy consumption SEEC corresponds here to the surplus of electricity consumed compared to a normal operation of the air conditioner, condensing with outdoor air as a heat sink (equation 6).

$$COP = \frac{\dot{Q}_{ev}}{\dot{W}_{mech}} \text{ or } \frac{Q_{ev}}{W_{mech}} \quad \text{Eq. (3)}$$

$$GOR = \frac{\dot{m}_w \cdot \Delta h}{\dot{Q}_{cd}} \quad \text{Eq. (4)}$$

$$STEC = \frac{Q_{ev}}{V_{water}} \quad \text{Eq. (5)}$$

$$SEEC = \frac{W_{mech,with\ desalination} - W_{mech,normal}}{V_{water}} \quad \text{Eq. (6)}$$

3. RESULTS AND DISCUSSION

3.1. Cooling demand of the hotel

Figure 5 shows the evolution of the hourly cooling demand over a year for our hotel in Dakar. The total cooling demand over the typical year is 32.5 MWh (22.56 kWh/m^2). The maximum cooling capacity is 10.6 kW (38144 kJ/h in the usual unit of TRNSYS) obtained in the middle of October. The highest ambient temperatures and cooling demands exist during the months of October and November. The indoor air temperature is maintained constant and equal to 26 °C thanks to the simulated perfect cooling system. The temperature of Zone A1 shown in figure 5 is that of the reception hall. The seawater temperature follows a

sinusoidal evolution with a maximum during August. The maximum cooling capacity is quite low because of the relatively constant and mild outdoor temperature and of the high setpoint temperature of 26 °C compared to standard systems designed to cool indoor air at 21 °C.

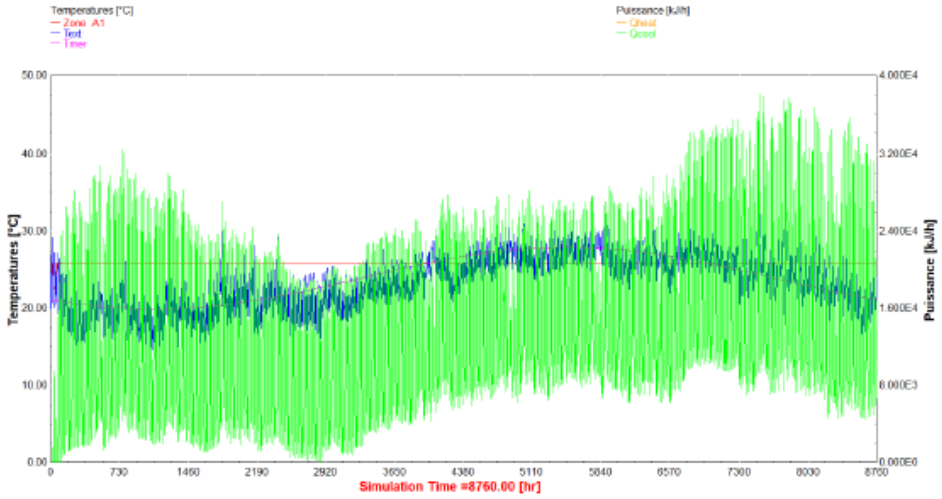


Figure 5: TRNSYS simulation results of temperatures in the hotel and cooling demand

3.2. Coefficients of performance and GOR values of air conditioners

The coefficients of performance at a design condensing temperature of 40 °C and at an augmented temperature of 80 °C in order to enhance the process of membrane distillation are presented in figure 6. In these simulations, the seawater temperature is set at 24 °C. The refrigerant that gives the best COP at 40 °C is R1234ze(Z). For R32, the simulated condensing temperature is 78 °C because the critical temperature of this fluid is 78.1 °C. When standard cycles show a condensation at 80 °C (or 78 ° C for R32), the transcritical CO_2 cycle is more efficient. At high pressure, the supercritical refrigerant cools down progressively. The gas cooler outlet temperature is roughly equal to the seawater temperature plus a 5 K temperature pinch. The gained output ratio (GOR) evaluates the efficiency of thermal desalination system being the energy to evaporate the permeate over the thermal energy consumption. GOR values are similar for all refrigerants because it only depends on the same hot feed water temperature and thermal energy needed to heat the produced distilled water. At high and low condensing temperature, the GOR is equal to 2.151 and 1.565 respectively.

Refrigerant	COP at T_{cd} = 40 °C	COP at T_{cd} = 80 °C
R134a	4.635	1.551
R32	4.412	1.528*
R1234yf	4.482	1.260
R1234ze(E)	4.656	1.519
R1234ze(Z)	4.875	1.903
R290	4.559	1.465
R600a	4.731	1.670
CO_2	3.185**	3.185**
NH_3	4.681	1.938

*T_{cd} = 78 °C for R32

**Constant pressure for CO_2 transcritical cycle (95 bar)

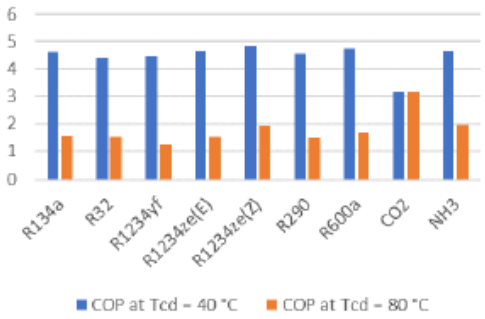


Figure 6: Comparison of coefficients of performance for the selected refrigerants

3.3. Specific energy consumptions

When submitted to the climate of Dakar, the air conditioning system operating in a normal condition is dependent on the outdoor air temperature whereas the air conditioning system with heat recovery for desalination condenses at 80 °C except for CO_2 because the cycle is transcritical and for R32 for which the critical temperature is equal to 78.1 °C and the condensing temperature was reduced at 78 °C. The amounts of energy consumed for compression and of heat recovered for desalination are presented in table 3. The energy consumption is clearly lower for carbon dioxide because the heat sink temperature does not affect the transcritical cycle. Indeed, to create a heat transfer from the CO_2 to the water at the hot side, the CO_2 temperature remains higher than the water temperature. It is assumed that the water mass flow is matched to get a suitable temperature glide and temperature pinch all along the gas cooler. Among refrigerants working in subcritical cycles, the best COP is obtained with ammonia (NH_3), the worst one is for HFO R1234yf. If each room is occupied by one person every day of the year, the free water produced by membrane distillation is between 6.1 and 11.9 L/person/day for CO_2 and R1234yf respectively. This production corresponds to 3 % to 6 % of 200 L/person/day that can be considered as the average water consumption in a three-star hotel.

Table 3. Energy amounts, COP and distilled water production with heat recovery for desalination, at T_{cd} = 80 °C

Refrigerant	Compression work (kWh)	Heat recovered (kWh)	Average cooling COP	Produced distilled water (m^3)
R134a	20953	53442	1.551	179
R32	21262	53751	1.528	176
R1234yf	25778	58267	1.260	195
R1234ze(E)	21383	53872	1.519	181
R1234ze(Z)	17071	49560	1.903	166
R290, propane	22174	54663	1.465	183
R600a, isobutane	19457	51946	1.670	174
R744, CO_2	10337	42826	3.143	100
R717, NH_3	16766	49255	1.938	165

Table 4 shows the compression work and the COP for all refrigerants if the air conditioning systems were to operate in a normal cooling mode without desalination. The condensing temperature would then be close to the ambient temperature (varying every hour) plus a temperature difference of 10 K. As a reminder, the temperature pinch assumed in the case of seawater heating is 5 K, taking into account the desuperheating energy before condensation. 80 °C is the seawater outlet temperature from the condenser (or gas cooler). The higher temperature pinch marks the difference between a water condenser assumed to be counter-current and an air condenser, which will be a cross-flow coil with increasing air temperature. These temperature pinches are standard design values for water and air heat exchangers also because water has better thermal exchange properties.

As a comparison, table 4 finally presents the amount of electric energy needed to heat the same volumes of distilled water from the seawater temperature up to 80 °C by an electric resistance (case n°1) and from 40 °C to 80 °C (case n°2), assuming that the heat recovery at the air conditioner would heat the volume of water from the seawater temperature up to 40 °C. The possible electric energy consumption n°1 would range between 74889 kWh for R1234ze(Z) and 83949 kWh for CO_2, and the possible electric energy consumption n°2 would range between 53905 kWh and 60389 kWh for the same refrigerants, which is much more than the difference of compression work amounts with and without heat recovery. The case n°3 corresponds to a production of the same amounts of freshwater with reverse osmosis. Reverse osmosis has such a low specific electric energy consumption (3 kWh/m^3) that it using electric energy to heat seawater for membrane distillation becomes a nonsense.

The specific thermal (STEC) and electric (SEEC) energy consumptions are shown in figure 7. The STEC is very weakly affected by the choice of the refrigerant because COPs are quite close except for CO_2. CO_2 is again very special. The transcritical cycle COP is very low for cooling. Therefore, the amount of mechanical work

necessary to produce the cooling demand is higher and the heat rejected and recovered will be lower. The volume of produced distilled water is lower as well. This is the reason why CO_2 shows a high STEC.

Table 4. Compression work and COP without heat recovery at $T_{cd} = T_{out} + 10$ K and possible electric energy consumptions to heat water up to 80 °C for membrane distillation (n°1 and n°2) and with reverse osmosis (n°3)

Refrigerant	Compression work (kWh)	Average cooling COP	Possible electric energy consumption n°1 (kWh)	Possible electric energy consumption n°2 (kWh)	Possible electric energy consumption n°3 (kWh)
R134a	6589	4.931	75479	54333	537
R32	6918	4.696	76114	54791	528
R1234yf	6796	4.781	75878	54622	585
R1234ze(E)	6554	4.957	75412	54284	543
R1234ze(Z)	6283	5.171	74889	53905	498
R290, propane	6696	4.852	75685	54481	549
R600a, isobutane	6460	5.029	75230	54153	522
R744, CO_2	10337	3.143	83949	60389	300
R717, NH_3	6545	4.964	75395	54270	495

Contrariwise, as there is no change of cycle depending on the heat sink temperature, there is no additional electric energy consumption or mechanical work for performing desalination. The other systems using refrigerants in subcritical cycles have SEECs between 62 and 97 kWh/m³ (for NH_3 and R1234yf respectively).

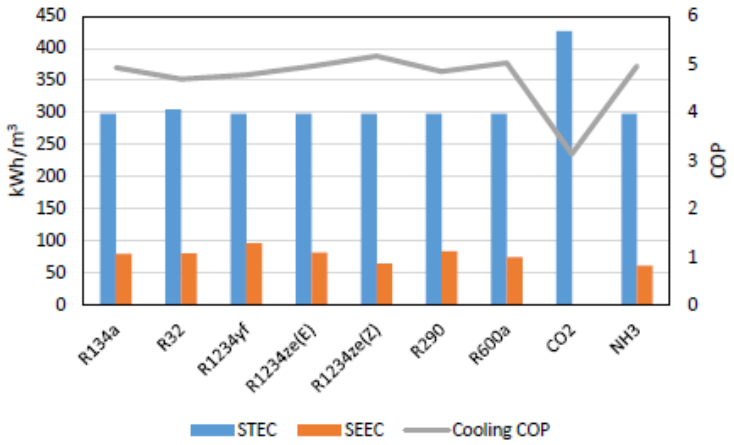


Figure 7: Energy amounts consumed for cooling the hotel and recovered for desalination during a year in Dakar for the selected refrigerants

4. CONCLUSION

This study presents the influence of the choice of refrigerant on the performance of an air conditioning system with heat recovery for the production of fresh water by membrane distillation. The preparation temperature of the salty seawater is 80 °C in order to maximize the production of the desalination unit. This system is installed in a 45-room hotel with an area of 1440 m². Such a system would produce only 3 to 6 % of the fresh water demand of the hotel if it is full every day (one person per room). The climate of Dakar in Senegal was selected for this case study. A TRNSYS-EES co-simulation was used to calculate the freshwater production and the specific thermal and electric energy consumptions. The main conclusions of this study are as follows.

- The production of fresh water is linked to the demand for cooling. Continuous needs throughout the year result in a high cumulative production of fresh water.

- The specific electric energy consumptions remain high compared to reverse osmosis (around 3 kWh/m³) except for CO_2 in the transcritical cycle, which is not influenced by the hot water production temperature.

Additional sets of simulations should refine these results for other configurations of this system. The research project currently underway in our laboratory includes the construction of a prototype of an air conditioning system with heat recovery for desalination. Future experimental tests will validate the new models and help make progress in the system design and performance.

REFERENCES

AFF, 2023. Site Internet de l'Association Française du Froid, www.aff.fr, consulté le 15/01/2023.

Alkhudhiri, A., Darwish, N., Nidal Hilal, N., 2012. Membrane distillation: A comprehensive review, Desalination 287, 2-18.

Bindels, M., Nelemans, B., 2021. Theoretical analysis of heat pump assisted air gap membrane distillation, Desalination 518, 115282.

Bindels, M., Nelemans, B., 2022. Cost reduction of heat pump assisted membrane distillation by using variable electricity prices, Desalination 530, 115669.

Byrne, P., Fournaison, L., Delahaye, A., Ait Oumeziane, Y., Serres, L., Loulergue, P., Szymczyk, A., Mugnier, D., Malaval, J.-L., Bourdais, R., Gueguen, H., Sow, O., Orfi, J., Mare, T., 2015. A review on the coupling of cooling, desalination and solar photovoltaic systems, Renewable and Sustainable Energy Reviews 47, 703–717.

Byrne, P., 2022. Research Summary and Literature Review on Modelling and Simulation of Heat Pumps for Simultaneous Heating and Cooling for Buildings, Energies, 15(10), 3529.

Dahbani, M., Morjane, W., Roussel, S., Byrne, P., Mare, T., 2023. Simulation study of a multilayer membrane distillation unit coupled to a heat pump, article soumitted in Lecture Notes in Mechanical Engineering, Springer editions.

Diaby, A.T., Byrne, P., Loulergue, P., Balannec, B., Szymczyk, A., Mare, T., Sow, O., 2017. Design study of the coupling of an air gap membrane distillation unit to an air conditioner. Desalination 420, 308-317.

Diaby, A.T., Byrne, P., Loulergue, P., Sow, O., Mare, T., 2021. Experimental Study of a Heat Pump for Simultaneous Cooling and Desalination by Membrane Distillation, Membranes, 11(10), 725.

HLPE (high-level panel of experts), L'eau, enjeu pour la sécurité alimentaire mondiale, Rapport du Groupe d'experts de haut niveau sur la sécurité alimentaire et la nutrition du Comité de la sécurité alimentaire mondiale, Rome, 2015.

Klein, S.A., 2017. TRNSYS 18: A Transient System Simulation Program, Solar Energy Laboratory, University of Wisconsin, Madison, USA, http://sel.me.wisc.edu/trnsys.

Ruiz-Aguirre, A., Andres-Manas, J.A., Fernandez-Sevilla, J.M., Zaragoza, G., 2018. Experimental characterization and optimization of multi-channel spiral wound air gap membrane distillation modules for seawater desalination, Separation and Purification Technology 205, 212–222.

Titre : Caractérisation du procédé de distillation membranaire pour le dessalement à faible température

Le Laboratoire Génie Civil Génie Mécanique (LGCGM) de l'Université de Rennes mène depuis plusieurs années des recherches sur la récupération de chaleur au condenseur des machines thermodynamiques et l'optimisation de la production d'eau douce par distillation membranaire à lame d'air (AGMD ou air gap membrane distillation). L'étude bibliographique présente le contexte climatique, énergétique, puis celui des ressources en eau et des systèmes de dessalement. Elle confirme l'adéquation de l'AGMD avec les sources de chaleur à faible température (30 à 90 °C) et détaille les modèles de diffusion de vapeur à travers les membranes de distillation.

Une campagne de mesures expérimentales à été menée sur un pilote d'AGMD. Le flux de perméat a été mesuré en fonction de différents paramètres tels que les températures, les débits, l'épaisseur de la lame d'air et la salinité. Un modèle numérique a été développé avec le logiciel EES pour simuler les transferts de chaleur et de masse dans une unité AGMD, avec des résultats concordants avec les données expérimentales. Afin d'améliorer les performances, des configurations AGMD à passes multiples ont été étudiées de manière numérique, ainsi qu'un couplage avec une machine frigorifique, particulièrement pertinent dans les régions en stress hydrique.

Mots clés : dessalement, distillation membranaire, perméat, chaleur fatale

Title : Characterization of the Membrane Distillation Process for Low-Temperature Desalination

Abstract: The Civil and Mechanical Engineering Laboratory (LGCGM) at the University of Rennes has been conducting research for several years on heat recovery at the condenser of thermodynamic machines and the optimization of freshwater production through Air Gap Membrane Distillation (AGMD). The literature review presents the climatic and energy context, followed by that of water resources and desalination systems. It confirms the suitability of AGMD for low-temperature heat sources (30 to 90°C) and details models for vapor diffusion through distillation membranes.

An experimental measurement campaign was carried out on an AGMD pilot. Permeate flow was measured as a function of various parameters such as temperature, flow rate, air gap thickness and salinity. A numerical model was developed using EES software to simulate heat and mass transfer in an AGMD unit, with results consistent with experimental data. To improve performance, multi-pass AGMD configurations were studied numerically, as well as coupling with a refrigeration machine, particularly relevant in regions of hydric stress.

Keywords : desalination, membrane distillation, permeate, waste heat