



Département d'automatique

Projet de fin d'études

En vue de l'obtention du diplôme

D'ingénieur d'état en Automatique

THÈME

**Supervision d'un système de dessalement par
distillation avec contact membranaire direct (DCMD)**

Proposé et dirigé par :

Pr. M.S.Boucherit

Mr. M.Chakir

Étudier par :

Talamali Mohamed Salah Eddine

Soutenu le 16 juin 2015 devant un jury composé de :

Pr. M.Tadjine.....Président
Dr. R.Illoul.....Examineur
Pr. M.S.Boucherit.....Rapporteur
Mr. M.Chakir.....Rapporteur

Remerciements

Le travail présenté dans ce mémoire a été réalisé au sein du laboratoire de Commande des Processus de l'Ecole Nationale Polytechnique d'Alger, sous la direction du professeur M.S.Bouchrit, et de monsieur M.Chakir, enseignants à l'Ecole Nationale Polytechnique d'Alger.

Je remercie au premier lieu mes encadreur Pr. M.S.Bouchrit , et Monsieur M.Chakir pour l'aide précieuse qu'ils m'ont apporté, leur disponibilité,leur soutien,et leurs encouragements qui m'ont permis de surmonter toute les difficultés.

Je remercie Monsieur M.Tadjin pour l'aide offerte dans la réalisation de ce travail ainsi que tout les professeurs du département d'automatique de l'École Nationale Polytechnique d'Alger.

Je remercie tout les professeurs de l'École préparatoire en science et technique de Tlemcen à leur tête monsieur F.Maliki, monsieur Houbed ,monsieur Mabrouki, madame Merzagui , et madame Nedjraoui.

Je remercie mes professeurs à l'école moyenne Ibn Khaldoun de Boumerdes, spécialement madame Ghares, madame Khireddine et monsieur Leghrissi. De plus je remercie madame Chabouni mon enseignante à l'école primaire Ibn Khaldoun de Boumerdes.

Dédicaces

*Je dédie ce travail à mes chers parents, mon frère , mes soeurs , ma famille,
et tout les personnes qui m'ont aider dans mon parcours...*

ملخص-Abstract-Résumé

Résumé

Dans un avenir très proche la pénurie en eau va devenir un des défis majeurs dans le monde. Pour cela plein de nation essaye de passer vers une autre alternative qui est le dessalement de l'eau de mer. L'objet de cette étude est de participer au développement d'une technique de dessalement appelé "Distillation avec Contact Membranaire Direct (DCMD)". Ce travail porte à déterminer la distribution de la température à l'intérieur du système de dessalement par DCMD en régime statique et en régime dynamique. Cette distribution de la température permettra d'étudier l'influence d'un nombre de paramètres du système sur sa productivité et de pouvoir prédire certaines situation de dysfonctionnement du système et de les éviter.

Mots clés : Dessalement de l'eau de mer, Distillation membranaire , DCMD

Abstract

In the near future water stress will become one of the major challenges in this world. For this a lot of nations try to switch sea water desalination. This study aims to participate in the development of a desalination method called "Direct Contact Membrane Distillation (DCMD)". The main goal of this work is to determine the temperature distribution inside the DCMD desalination system in both of the static and dynamic regime. The temperature distribution will allow us to study the influence of a number of system's parameters on productivity, to predict some system malfunctioning situation and to avoid them.

Key words : Sea water desalination, Membrane distillation, DCMD

ملخص

ندرة المياه ستصبح في المستقبل القريب واحدة من أكبر التحديات في العالم. لذا فإن الكثير من الدول تحاول الانتقال إلى البديل ألا وهو تحلية مياه البحر. الغرض من هذه الدراسة هو المساهمة في تطوير إحدى تقنيات تحلية مياه البحر المعروفة بإسم التقطير الغشائي ذو الإتصال المباشر. الهدف الرئيسي لهذا العمل هو الحصول على التوزيع الحراري داخل نظام التحلية بواسطة التقطير الغشائي ذو الإتصال المباشر في كل من الحالة الثابتة و المتغيرة. الحصول على التوزيع الحراري مكنتنا من دراسة تأثير بعض خصائص هذا النظام المدروس على كمية الماء النقي التي ينتجها و كذلك التنبؤ ببعض الحالات الغير مرغوبة و تفاديها.

كلمات مفتاحية : تحلية مياه البحر، التقطير الغشائي

Table des matières

1	Introduction	9
1.1	Combien d'eau y'a-t-il ?	9
1.1.1	Disponibilité global d'eau	10
1.1.2	L'offre et la demande d'eau	13
1.2	Le dessalement de l'eau... C'est l'avenir :	14
1.2.1	Schema général d'une installation de dessalement	15
1.3	Systèmes de dessalement	17
1.3.1	Procédés de distillation	17
1.3.2	Procédés membranaires	21
2	Modélisation et simulation d'un système de dessalement par distillation membranaire avec contact direct en régime statique	30
2.1	Modélisation	31
2.1.1	Principe du dessalement par DCMD	31
2.1.2	Flux d'eau pure dans un système de dessalement par DCMD	32
2.1.3	La distribution de la température dans le système de dessalement par DCMD	35
2.1.4	Vue sur les paramètres dépendant de la température	40
2.2	Simulations	41
2.2.1	Valeurs numériques des paramètres utilisés dans la simulation	41
2.2.2	Résultats des simulations	42
2.3	Conclusion	48

2.4	Nomenclature	50
3	Modélisation et simulation d'un système de dessalement par distillation membranaire avec contact direct en régime dynamique	52
3.1	Modélisation	53
3.1.1	Flux d'eau pure dans un système de dessalement par DCMD	53
3.1.2	La distribution de la température dans le système de dessalement par DCMD en régime dynamique	55
3.1.3	Application de l'algorithme de l'ADI	59
3.2	Simulation	62
3.2.1	Valeurs numériques des paramètres utilisés dans la simulation	62
3.2.2	Résultats des simulations	63
3.3	Conclusion	67
3.4	Nomenclature	69
	Bibliographie	74

Table des figures

1.1	Répartition de l'eau dans le monde	10
1.2	stress d'eau dans le monde	11
1.3	stress d'eau dans le monde en 1995 et en 2025	12
1.4	Nappe d'eau du nord africain	12
1.5	Consommation journalière par région [3,9]	13
1.6	Nouvelle capacité d'eau produite par dessalement en m^3/j	14
1.7	Évolution de la capacité total d'eau produite par dessalement en m^3/j	15
1.8	Schema général d'une installation de dessalement	15
1.9	Distillation à simple effet	17
1.10	Distillateurs à effets multiples	18
1.11	Distillation par compression de vapeur	19
1.12	Échanges thermiques dans une cellule d'un distillateur à détente successives	20
1.13	Distillation à détente successives	21
1.14	Principe de l'osmose inverse	22
1.15	Schema de l'Electrodialyse	23
1.16	Schema de la DCMD	25
1.17	Schema de l'AGMD	26
1.18	Schema de l'SGMD	27
1.19	Schema de l'VMD	28
1.20	Taux d'utilisation des différentes méthodes de dessalement en 2010 :	29
2.1	Schema de la DCMD	32

2.2	Schéma du procédé de distillation par DCMD étudié	35
2.3	Schéma de calcul des températures par la méthode de Runj-kutta 4	39
2.4	Distribution de la température dans les deux canaux	42
2.5	Distribution de la température à une position de l'axe Z	43
2.6	Distribution de la température sur les deux surfaces de la membrane	43
2.7	Effet de la vitesse d'écoulement sur la production d'eau pure du système . . .	44
2.8	Effet de la vitesse d'écoulement sur la température des surfaces de la mem- brane	45
2.9	Effet de la température d'entrée du canal "c" sur la production d'eau pure du système :	46
2.10	Effet de l'épaisseur de la membrane sur la production d'eau pure du système	47
2.11	Effet du rayon de la membrane sur le rendement du système	48
3.1	Système DCMD utilisé dans l'étude du régime dynamique	53
3.2	Algorithme de la méthode ADI	58
3.3	Distribution de la température dans les deux canaux au régime permanent . .	63
3.4	Évolution de la température de deux points sur les deux surfaces de la mem- brane dans le temps :	64
3.5	Influence de la vitesse d'écoulement des deux flux liquides sur la production d'eau pure du système dans un point de la membrane	65
3.6	Influence de la porosité de la membrane sur le rendement du système	66

Chapitre 1

Introduction

La pénurie en eau potable devrait être l'un des défis majeurs à travers le monde dans un avenir très proche car d'après le "Worldwatch Institute" [1], plus des deux tiers de la population du monde vont souffrir du manque d'eau aux environs de l'année 2025. En plus, seulement environ 0,8% de toutes les sources d'eau sur la surface de la terre sont frais et disponibles telles que les rivières, les lacs et les eaux souterraines. Heureusement, l'eau de mer est une ressource naturelle inépuisable et abondante qui couvre les trois quarts de la surface de la terre. Le principal inconvénient de cette ressource d'eau est sa forte salinité. Ainsi, le dessalement est devenu une source importante de production d'eau potable qui permet de produire de l'eau potable à partir de l'eau de mer ou d'eaux saumâtres grâce à des techniques particulières.

1.1 Combien d'eau y'a-t-il ?

Cette question est peu posée alors qu'il est très important de connaître sa réponse, pour mesurer réellement la valeur de l'eau qui dépasse celle du pétrole ou du gaz. La répartition de l'eau dans le monde est représentée dans la figure 1.1. Plus de 97%, soit environ 1338 milliards de km^3 de l'eau dans le monde est celle des mers et des océans [2, 3]. Quatre-vingt

pour cent de l'eau restante est sous d'autres états comme la neige dans les glaciers permanents ou pergélisol [3]. Ainsi, seulement 0,5% de l'eau du monde est facilement disponible pour l'utilisation « directe » par les humains comme les eaux souterraines de faible salinité, les lacs ou les rivières.

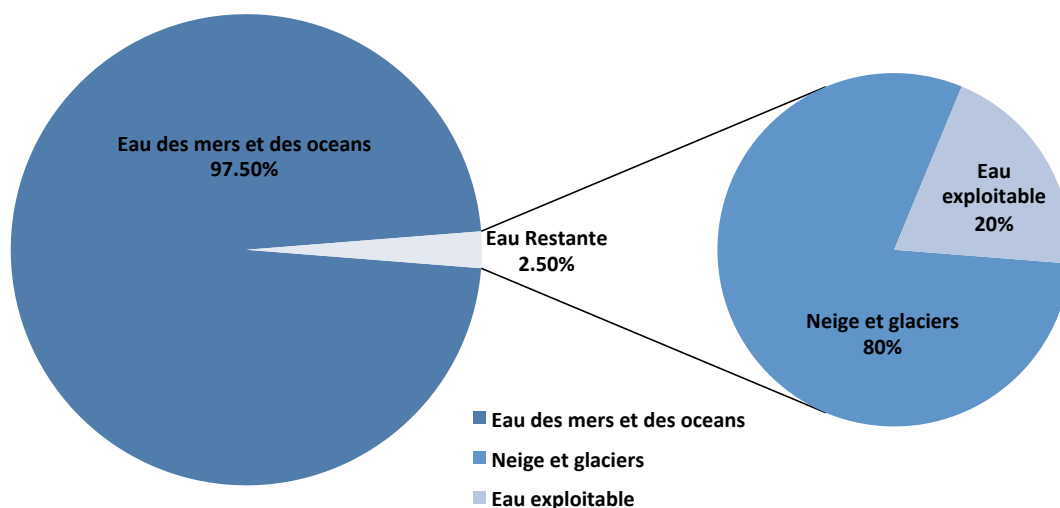


Figure 1.1 – Répartition de l'eau dans le monde

1.1.1 Disponibilité global d'eau

Certaines régions du monde n'ont aucun manque d'eau douce. Cela comprend les zones à faible population et ceux à accès facile aux eaux de surface, comme le nord de la Russie, la Scandinavie, les régions côtières du centre et du sud de l'Amérique du Sud, et le nord de l'Amérique du Nord (Canada, Alaska) [4, 5]. Les zones les plus peuplées et les zones où l'industrialisation est remboursée subissent plus de stress d'eau, en particulier lorsqu'elles sont situées dans les régions arides. (Le stress d'eau est mesuré en comparant la quantité d'eau utilisée à celle qui est facilement disponible.) Il y a de nombreuses cartes d'eau qui mesurent le stress d'eau actuel et prédisent son évolution dans les années à venir. La figure 1.2 montre le niveau du stress d'eau dans la majorité des pays du monde. Elle donne aussi le classement des pays ayant le plus grand niveau du stress d'eau.

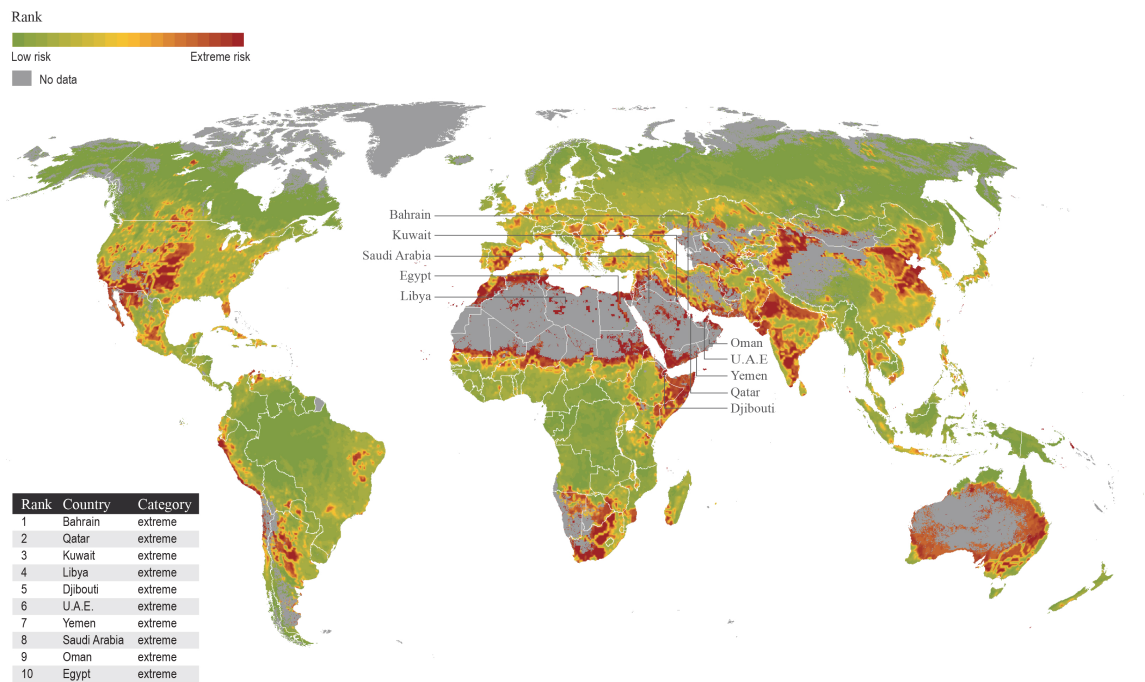


Figure 1.2 – stress d’eau dans le monde

On voit bien dans la figure 2.1 que la grande majorité de l’Algérie à un niveau extrême de stress d’eau.

Les régions du monde qui ne sont pas riches en ressources d’eau et qu’ils ont une croissance démographique et industrielle instable ou rapide vont subir une hausse significative du stress d’eau dans un futur proche. La figure 1.3 compare le stress d’eau dans le monde en 1995 avec celui prévue pour 2025 [6]. il est à savoir que 2,8 milliards de personnes seront confrontées au stress d’eau et à la pénurie en 2025, en 2050, ce nombre pourrait atteindre les 4 milliards de personnes [6]. Le stress d’eau va atteindre ses plus haut niveaux dans une grande partie de la terre qui comprendra le sud central des États-Unis, l’Europe orientale et l’Asie, tandis que la pénurie d’eau sera connu dans le sud-ouest des États-Unis ; le Nord, le Sud, et l’Est de l’Afrique ; le Moyen-orient ; et la plupart de l’Asie [4].

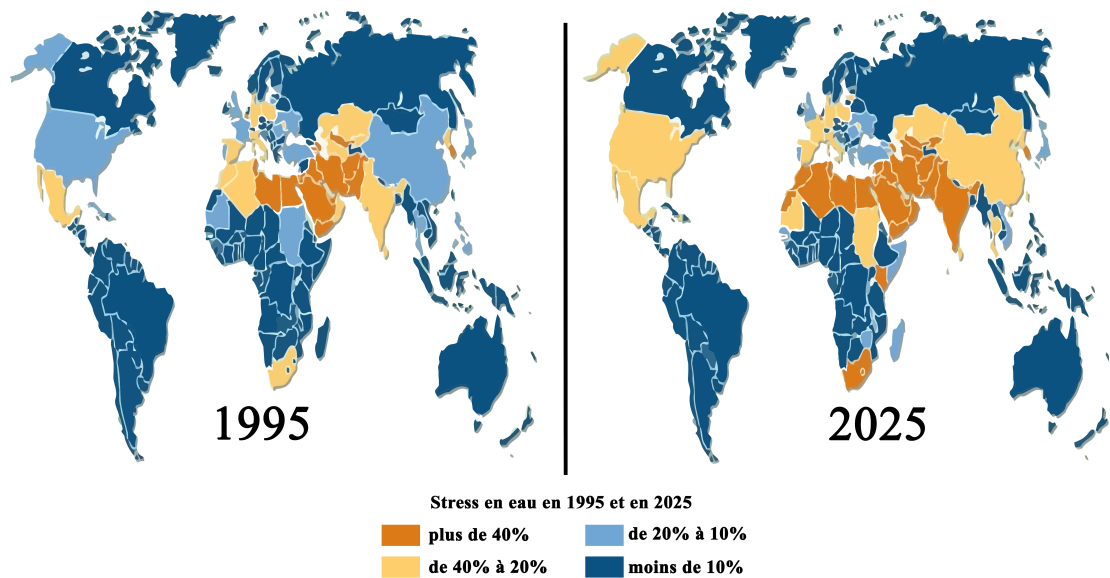


Figure 1.3 – stress d’eau dans le monde en 1995 et en 2025

On comprend des deux figures précédentes que l’Algérie va vivre une pénurie d’eau très importante dans les années à venir. Cela nous met dans l’obligation de préserver la plus importante ressource naturelle de notre pays, qui est la nappe du Sahara Septentrional montrée par la figure 1.4. Cette ressource doit être protégée en évitant toute action qui la mettra en danger, même si c’est l’exploitation d’une autre ressource naturelle telle que le gaz de schiste. De plus nous devons investir encore plus dans le domaine du dessalement de l’eau de mer vu que notre pays compte un littoral de 1200km.

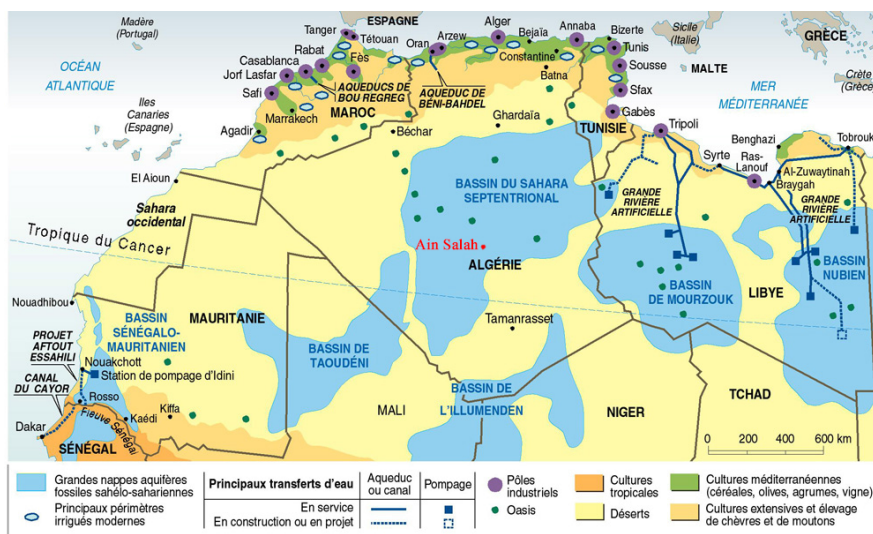


Figure 1.4 – Nappe d’eau du nord africain

1.1.2 L'offre et la demande d'eau

En plus de la croissance de la population, une autre pression est exercée sur l'approvisionnement d'eau c'est le fait que la demande d'eau par habitant augmente plus rapidement que le taux de croissance de la population [7]. Selon le "Global Water Intelligence" [8], la demande d'eau par habitant a dépassée la croissance de la population par un facteur de 2. La demande d'eau dans les pays développés est relativement grande. Par exemple la demande d'eau aux États-Unis est d'environ 400 litres par personne et par jour [3]. Certains pays occidentaux qui ont réussi à mettre en œuvre des mesures de conservation et de réutilisation ont vu leur demande diminuer à environ 150L par personne par jour [3, 9]. Cependant, la disponibilité limitée et l'accès difficile à l'eau dans certaines parties du monde a une influence directe sur la demande d'eau par personne dans ces régions. Par exemple, la consommation d'eau douce par habitant en Afrique est seulement d'environ 20L par jour en raison de la pénurie d'eau [9]. L'Organisation mondiale de la santé (OMS) estime que 15 à 20 L par personne et par jour est nécessaire pour la survie, tandis que 50L par personne par jour est estimée nécessaire pour le fonctionnement des infrastructures de base telles que les hôpitaux et les écoles (voir Figure 1.5) [3]. L'OMS estime que d'ici 2025, la demande mondiale pour l'eau douce va dépasser l'offre de 56% [9].

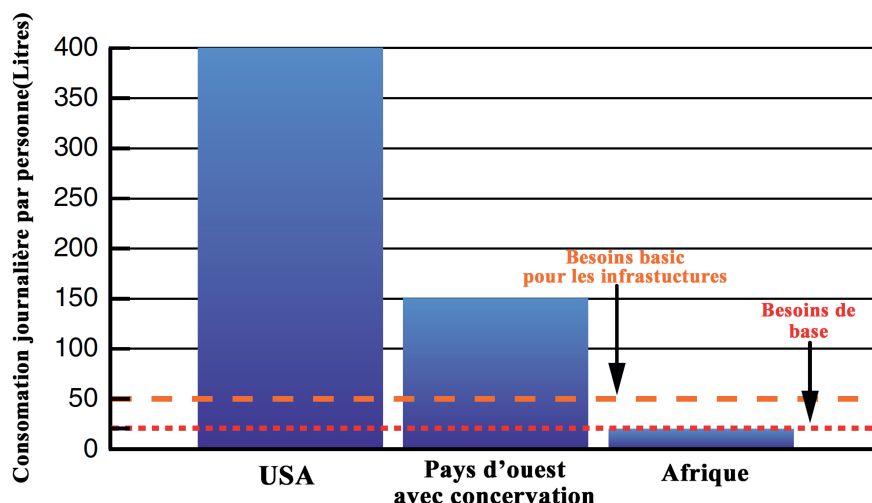


Figure 1.5 – Consommation journalière par région [3,9]

1.2 Le dessalement de l'eau... C'est l'avenir :

On peut en conclure de tout ce qui à été exposés précédemment que de nouvelles sources d'eau douce doivent être développées pour répondre à la croissance de la demande d'eau. Apart le déplacement de l'eau d'un endroit à un autre, la réutilisation des eaux usées et l'utilisation d'autres sources d'eau nécessite un traitement pour obtenir de l'eau qui est approprié pour une utilisation domestique ou industrielle. Et, puisque les eaux usées et les autres sources d'eau contiennent des particules solides, les technologies de dessalement seront certainement nécessaires dans le cadre du programme de leur traitement. Ainsi, le besoin au dessalement est clair, puisqu'on ne l'utilise pas uniquement pour produire de l'eau pure à partir de l'eau de mer, mais il est même utilisé pour produire une eau de grande qualité à partir d'une de basse qualité.

L'utilisation du dessalement des différentes sources d'eau pour produire une eau utilisable a connu une croissance quasi exponentielle depuis 1965, la capacité mondiale de dessalement était inférieur à 2 millions de m^3 / j [10]. En 2011, la capacité mondiale de dessalement a atteint les 71 millions de m^3 / j [11]. Chaque année la production d'eau par dessalement connait un nouvelle capacité comme le montre la figure 1.6 par exemple en 2010 la nouvelle capacité d'eau produite par dessalement est de 6,2 m^3 / j . La figure 1.7 illustre l'évolution de la capacité total d'eau produite par dessalement.

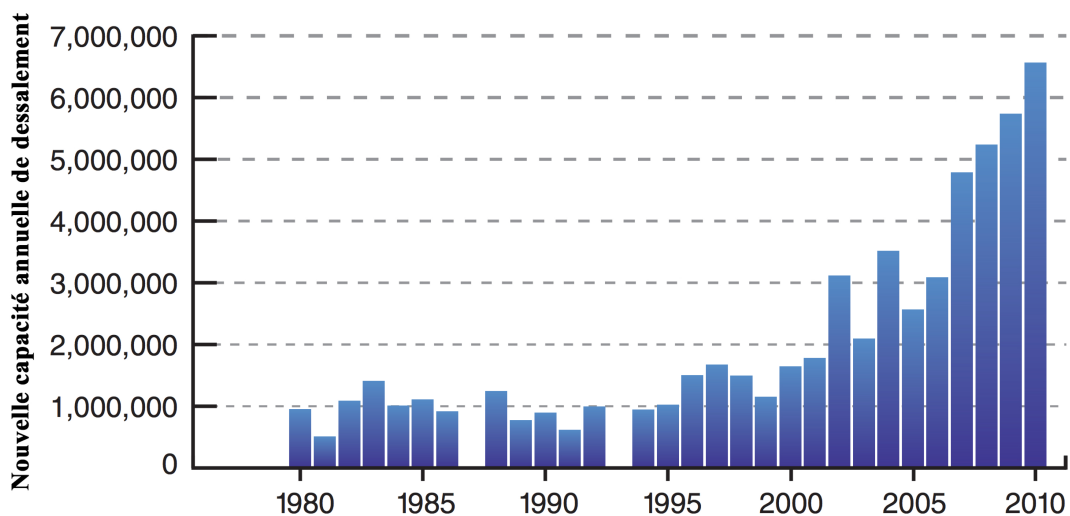


Figure 1.6 – Nouvelle capacité d'eau produite par dessalement en m^3/j

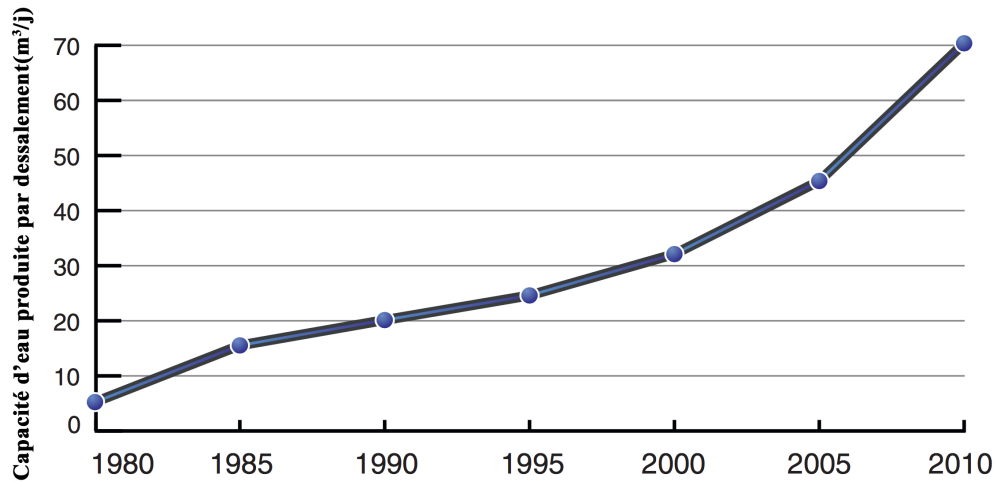


Figure 1.7 – Évolution de la capacité total d'eau produite par dessalement en m^3/j

1.2.1 Schema général d'une installation de dessalement

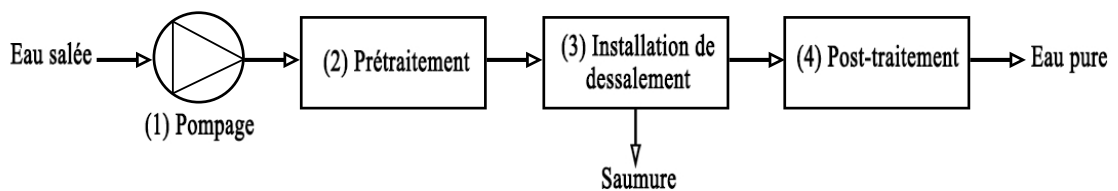


Figure 1.8 – Schema général d'une installation de dessalement

comme le montre la figure 1.8, on peut diviser une installation de dessalement en 4 postes principaux :

- **L'alimentation en eau de mer** peut s'effectuer soit par prise directe, soit par puits côtiers. Ce dernier système permet d'obtenir une eau non turbide, ce qui soulage les prétraitements.

– **Le prétraitement :**

1. Chloration : Bloque la prolifération des organismes vivants. Evite l'obstruction des conduites.
2. Filtration : Protège les pompes et assure le bon fonctionnement des pulvérisateurs.
3. Antitartre : La distillation favorise précipitation du carbonate de calcium qui se dépose sur la paroi des échangeurs et réduit le transfert de chaleur.

– **L'installation de dessalement**

1. Procédés de distillation : L'eau de mer chauffée produit de la vapeur d'eau qu'il suffit de condenser pur obtenir de l'eau pure.
2. Procédés membranaires : L'eau et les sels dissous sont séparés au moyen de membranes sélectives.

– **Le post-traitement** permet de potabiliser l'eau en 2 étapes (en sortie de l'unité de dessalement, l'eau n'est pas potable car elle est déminéralisée).

1. Correction de la corrosivité : le traitement consiste à ajouter du Ca(OH)_2 ou du CaCO_3 .
2. Désinfection finale : bien que certains procédés (osmose inverse) retiennent tous les microorganismes, il est nécessaire d'assurer une désinfection à la sortie de l'usine.

1.3 Systèmes de dessalement

Il existe plusieurs systèmes de dessalement de l'eau de mer qui sont divisés en deux principales familles : les procédés de distillation et les procédés membranaires.

1.3.1 Procédés de distillation

Ils sont mis en oeuvre depuis longtemps sur les navires, où les moteurs Diesel émettent une quantité significative de chaleur récupérable.

Distillation à simple effet :

Ce procédé est mis en oeuvre depuis longtemps sur les navires, où les moteurs Diesel émettent une quantité significative de chaleur récupérable. Son principe est simple : il reproduit le cycle naturel de l'eau. Dans une enceinte fermée, un serpentin de réchauffage porte à ébullition l'eau de mer (figure 1.9). La vapeur produite se condense au contact d'un deuxième serpentin alimenté par l'eau de mer froide. Un éjecteur (ou une pompe) évacue les gaz incondensables. Un groupe électropompe soutire l'eau condensée ; un deuxième l'eau de mer concentrée ou saumure [12].

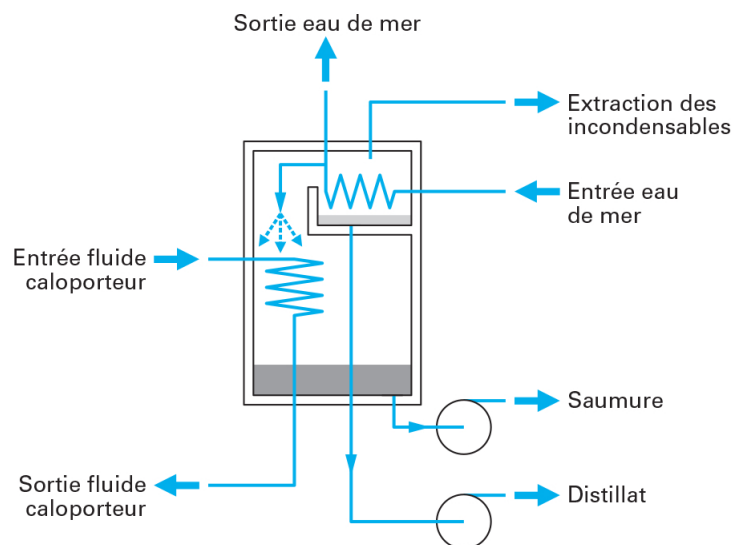


Figure 1.9 – Distillation à simple effet

Distillation à effet multiple (MED) :

Une installation de distillation à effet multiple est constituée par la juxtaposition de n cellules fonctionnant selon le principe de l'effet simple (figure 1.10). Le fluide de réchauffage porte à l'ébullition l'eau de mer admise dans la première cellule, qui est aussi la cellule où règne la température la plus haute. La vapeur émise par l'ébullition de l'eau de mer est transférée dans la cellule voisine, où on maintient une pression légèrement inférieure. La température d'ébullition diminuant avec la pression, on vaporise l'eau de mer présente dans la deuxième cellule. C'est le deuxième effet. On peut évidemment répéter l'opération plusieurs fois, la limite basse étant donnée par la température de l'eau de mer froide (figure 1.10) [12].

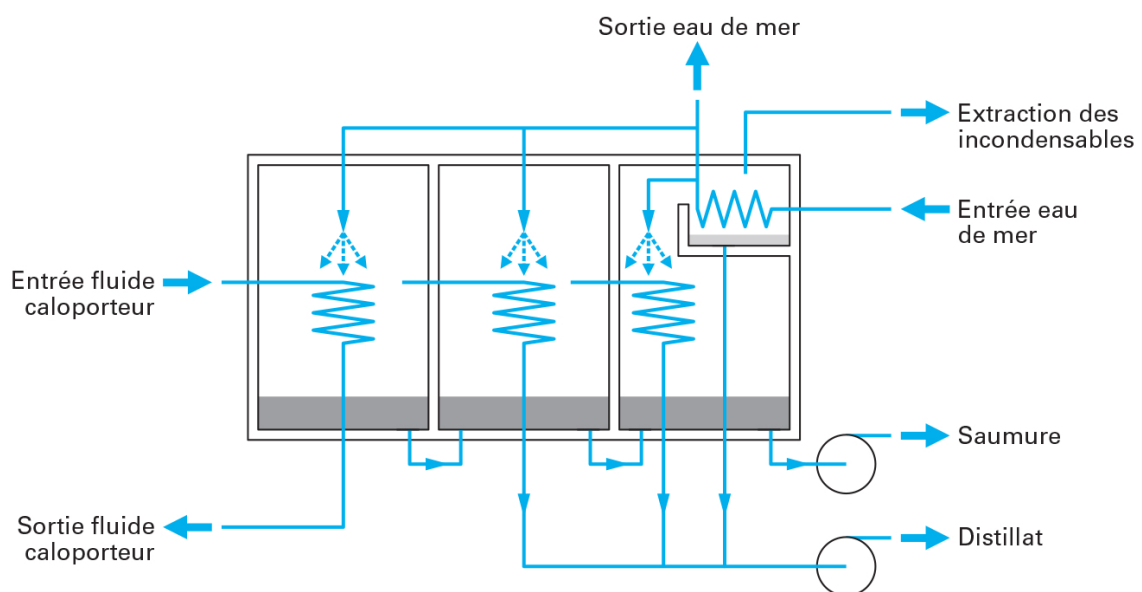


Figure 1.10 – Distillateurs à effets multiples

Distillation par compression de vapeur (MVC)

Dans ce procédé, l'eau à dessaler est portée à ébullition dans une cellule de distillation isolée thermiquement. Dans cette dernière, on constate que l'enthalpie de la vapeur émise est peu différente de celle utilisée pour le chauffage, d'où l'idée de comprimer la vapeur émise et de s'en servir comme fluide chauffant (figure 1.11) [12].

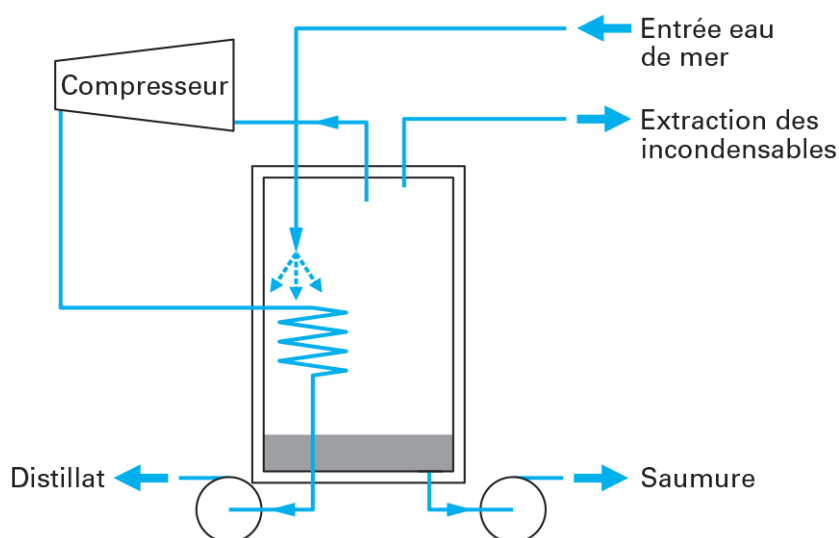


Figure 1.11 – Distillation par compression de vapeur

Ce procédé fonctionne uniquement avec de l'énergie électrique. Cependant, on peut lui associer un échangeur thermique pour récupérer la chaleur perdue par les gaz d'échappement, ou les fumées de combustion. On réchauffera ainsi à peu de frais l'eau de mer avant son admission dans l'évaporateur.

Distillation par détections successives ou procédé Flash (MSF)

Considérons une cellule (figure 1.12), contenant de l'eau de mer en équilibre avec sa vapeur à la température t . Si on y introduit une quantité D_e d'eau de mer à la température $(t + \Delta t)$, tout en maintenant la pression stable, on constate la vaporisation d'une quantité

d'eau D_v telle que :

$$D_e c_p \Delta t = D_v r$$

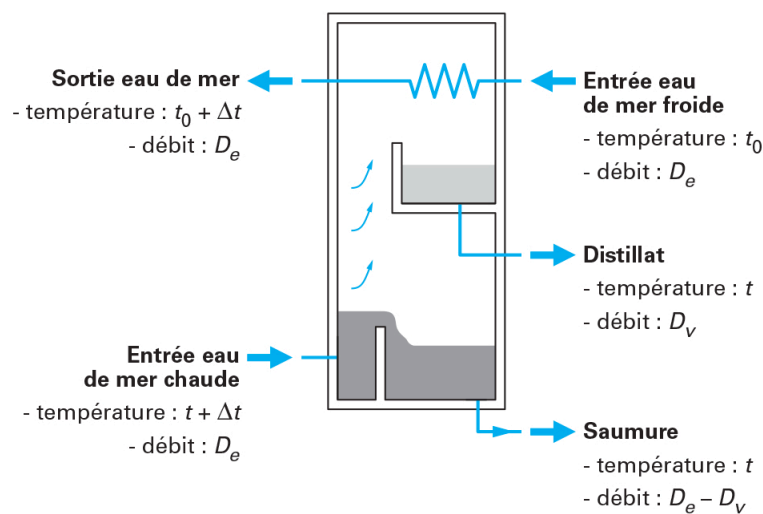


Figure 1.12 – Échanges thermiques dans une cellule d'un distillateur à détentes successives

Avec r l'enthalpie (ou chaleur latente) de vaporisation à la température t , et c_p est la capacité thermique massique supposée égale à $4,18 \text{ kJ/kg}$ quelle que soit la salinité de l'eau. Dans la partie supérieure de la cellule, la vapeur se condense au contact d'un échangeur alimenté en eau de mer à une température $t_0 < t$. À la sortie de l'échangeur, la température de l'eau de mer est $(t_0 + \Delta t)$. Une unité de distillation par détentes successives est constituée par la juxtaposition de cellules, chacune fonctionnant à une température comprise entre celles des cellules moyennes (figure 1.13).

La température la plus basse t_0 est donnée par la température de l'eau de mer tandis que la température la plus haute est choisie par le constructeur entre 80 et 115 °C [12].

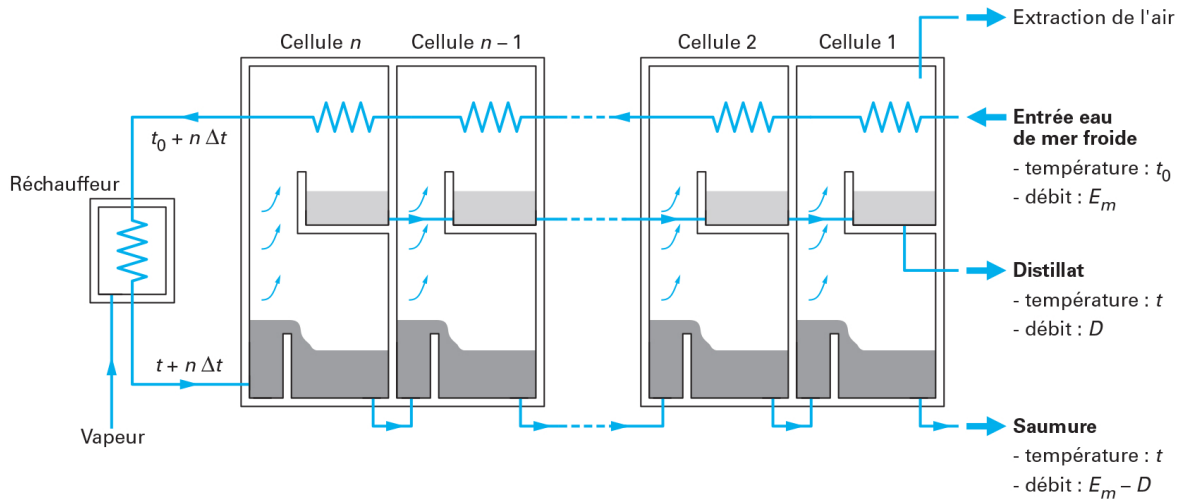


Figure 1.13 – Distillation à détentes successives

1.3.2 Procédés membranaires

Osmose inverse (RO)

Le procédé de l'osmose inverse est basé sur la propriété des membranes semi-perméables de laisser passer l'eau tout en arrêtant les sels dissous. La figure 6 met en évidence ce phénomène : une membrane semi-perméable divise un récipient en deux compartiments. Dans le premier compartiment (1), on verse de l'eau pure, dans le deuxième (2) une solution de chlorure de sodium. Les niveaux sont identiques dans les deux compartiments au début de l'expérience. On observera alors que l'eau circule de (1) vers (2). À l'équilibre, il en résulte une différence de niveau entre (1) et (2), qui met en évidence la pression osmotique de la solution de NaCl.

S'il on applique une pression sur le compartiment (2) supérieure à la pression osmotique, on observerait la circulation de l'eau en sens inverse. On pourrait même concentrer la solution (2) au delà de sa concentration initiale et obtenir une quantité d'eau douce dans le compartiment (1) supérieure à celle versée au début de l'expérience. C'est l'osmose inverse [12].

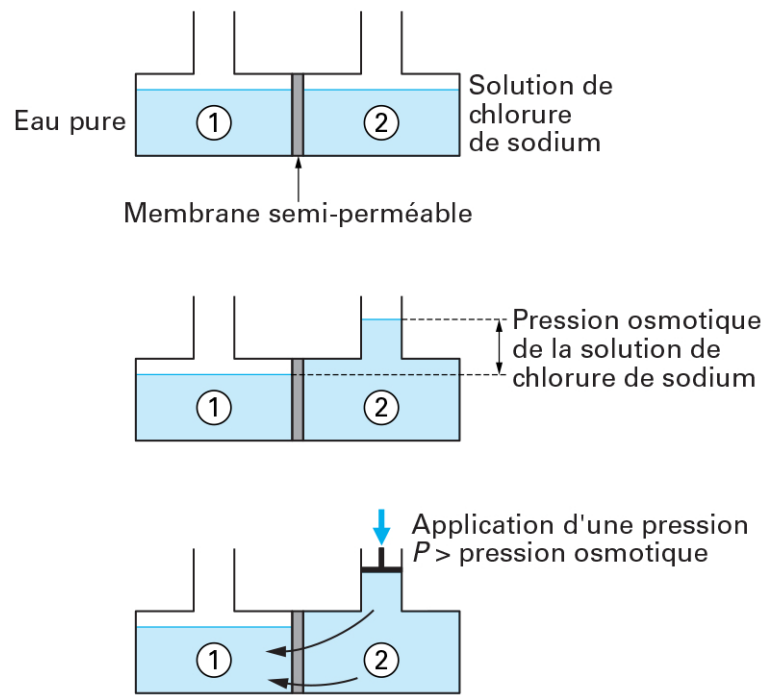


Figure 1.14 – Principe de l’osmose inverse

Electrodialyse (ED) :

Le principe de fonctionnement d’un motif élémentaire à deux compartiments est représenté schématiquement sur la figure 1.14. Les deux compartiments sont alimentés avec une solution saline MX (M^+ , X^-) de concentration donnée C_0 , qui peut être une solution de chlorure de sodium $NaCl$, par exemple. Sous l’effet du courant, les cations M^+ , qui migrent vers la cathode, traversent les MEC et sont stoppés par les MEA . De la même manière, les anions X^- , qui migrent vers l’anode, traversent les MEA et sont stoppés par les MEC . On obtient ainsi, en sortie d’empilement, deux solutions : une solution MX « déminéralisée », appelée diluat, dont la concentration est inférieure à la concentration d’entrée, et une solution MX « concentrée », appelée concentrat, dont la concentration est supérieure à la concentration d’entrée [13].

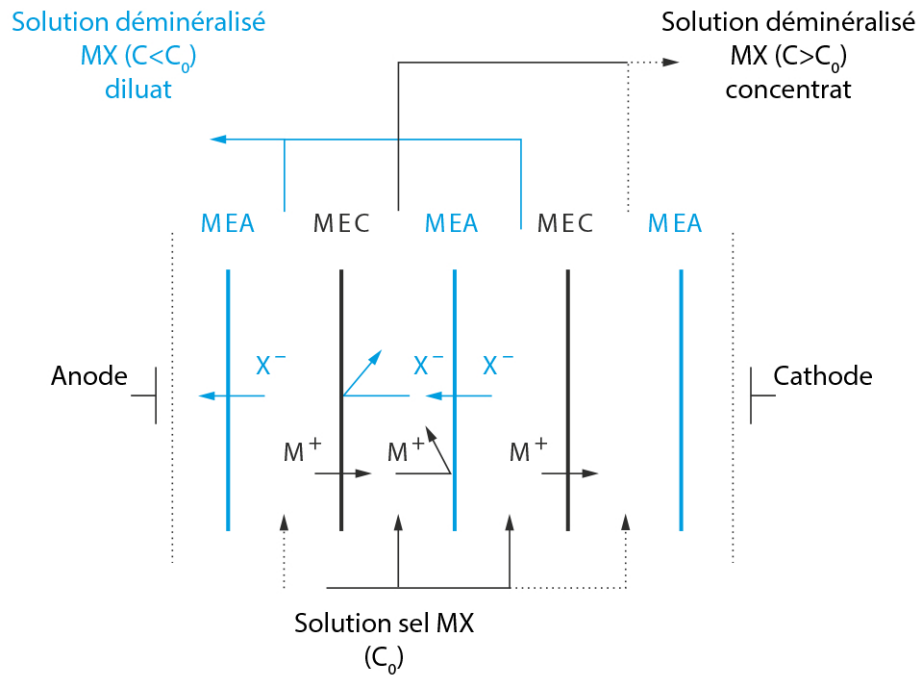


Figure 1.15 – Schema de l'Electrodialyse

Distillation membranaire (MD) :

Dans les dernières décennies, la technologie des membranes a fait un énorme progrès et les processus de séparation membranaires sont devenus compétitifs aux approches conventionnelles pour une large gamme d'applications, plus particulièrement dans le dessalement et la récupération de l'eau. En raison de la situation de plus en plus inquiétante des ressources d'eau et sa qualité, plus d'un milliard de personnes ne peuvent pas accéder à l'eau potable partout dans le monde [14]. Par conséquent, de nombreuses tentatives ont été faites pour obtenir de l'eau potable à partir d'eau de mer, y compris la distillation, procédés de séparation à base de membranes classiques, tels que l'osmose inverse (RO), et la nano-filtration (NF). Au cours des dernières années, un procédé membranaire non-isotherme appelé membrane distillation (MD), est en train de devenir une alternative prometteuse à la distillation conventionnel et l'osmose inverse, car il peut être potentiellement rentable en utilisant des énergies vertes [15].

La membrane distillation (MD) est un procédé de traitement de l'eau qui est entraînée par un gradient de température à travers une membrane micro-poreuse hydrophobe entre une solution chaude d'alimentation et un perméat froid. Elle met en jeu un phénomène de transfert de masse et de chaleur simultanés à travers la membrane : l'évaporation des molécules d'eau à l'interface chaude, et le transport de la vapeur d'eau à travers la membrane et la condensation de la vapeur d'eau à l'interface froide [16]. La MD est une technique prometteuse pour le dessalement de l'eau en raison de plusieurs avantages [17] :

- La faible sensibilité à la concentration du sel et un rejet de sel théoriquement égale à 100%
- La possibilité d'utiliser la chaleur de bas grade et les énergies renouvelables (par exemple, la chaleur des déchets industriels, l'énergie solaire ou l'énergie géothermique)
- Une faible vulnérabilité aux encrassements des membranes (fouling)
- Faible coût de l'équipement et de bonnes performances dans des conditions opératoires douces par rapport à la distillation multi-étages traditionnel ou d'un procédé sous pression comme l'osmose inverse,
- L'existence de plusieurs types différents de MD pour différentes applications.

Les quatre configurations principales de la MD sont :

1. La distillation membranaire avec contact direct (DCMD) : Le concept original de la distillation membranaire (MD) a été utilisé pour la première fois en utilisant la configuration nommée distillation membranaire avec contact direct (DCMD) [18], où les deux flux chaud et froid sont en contact direct avec les deux surfaces de la membrane hydrophobe poreuse. Cette opération est simple et nécessite le moins de matériel. Le gradient de pression de vapeur causée par la différence de température entre les deux surfaces de la membrane entraîne la vapeur d'eau à partir du côté chaud à travers les pores de la membrane vers le côté froid où la vapeur d'eau se condense et cela représente le produit. Le mécanisme est donné à la figure 1.16 .

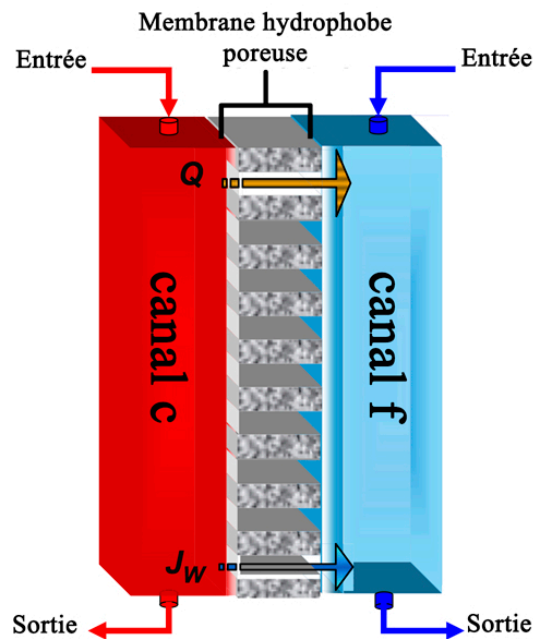


Figure 1.16 – Schema de la DCMD

2. La distillation membranaire avec l'entrefer (AGMD) :

Comme le montre la figure ci-dessous dans la distillation membranaire avec l'entrefer, la vapeur d'eau pénètre à travers les pores de la membrane vers l'autre côté et se diffuse à travers un intervalle d'air et puis vers une surface froide où elle se condense. L'AGMD introduit un entrefer entre la membrane et l'eau condensée, cela permet d'isoler la chaleur et c-à-d. que la perte de chaleur par conduction à travers la membrane est grandement réduite. Cependant, la présence de l'entrefer augmente la résistance du transfert de masse et de chaleur [19].

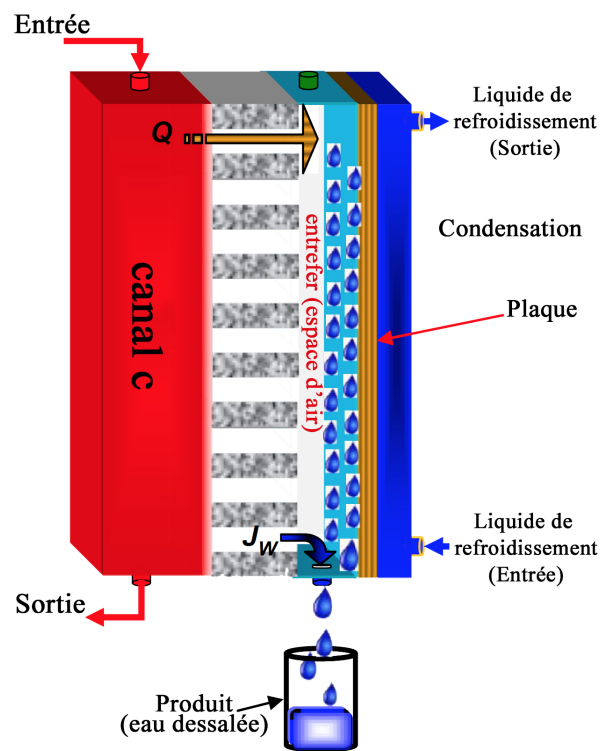


Figure 1.17 – Schema de l'AGMD

3. La distillation membranaire avec balayage de gaz (SGMD) :

La distillation membranaire avec balayage de gaz est similaire à AGMD, les deux ayant le produit (l'eau dessalée) recueilli à l'extérieur. Dans cette technique en introduit un gaz qui permet de transporter la vapeur d'eau qui travers la membrane venant du canal "c", à l'extérieur du système. La vapeur et le gaz qui sortent du système vont passer par un condenseur qui permet d'extraire le gaz et de condenser la vapeur d'eau transportée par ce dernier. la figure 1.18 explique le principe de cette configuration [20].

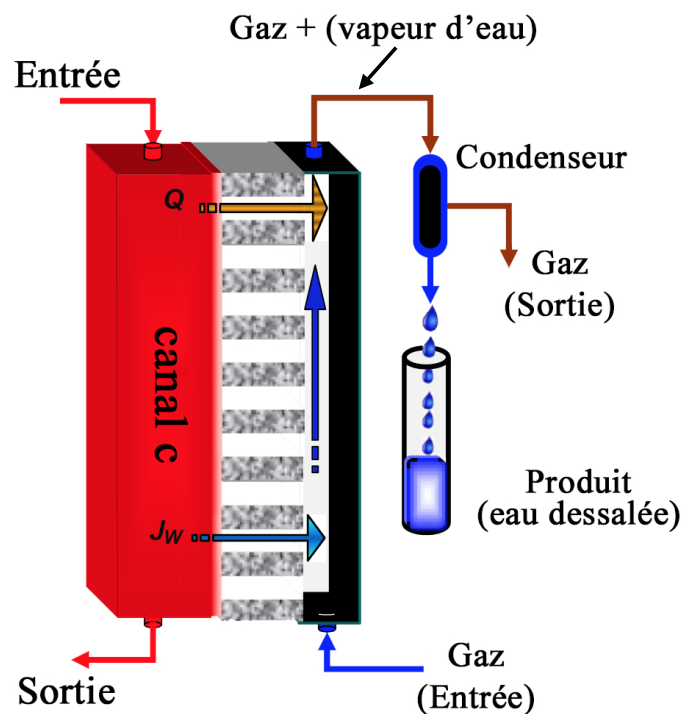


Figure 1.18 – Schema de l' SGMD

4. La distillation membranaire sous vide (VMD) :

Le concept de la distillation membranaire sous vide est de réduire la pression absolue dans le canal " f " de la membrane en créant le vide à l'aide d'une pompe. Ce vide établit une différence de pression de la vapeur, comme représenté sur la figure 1.19 . L'un des avantages de cette configuration est qu'elle surmonte le problème de la résistance de l'air à transférer [20].

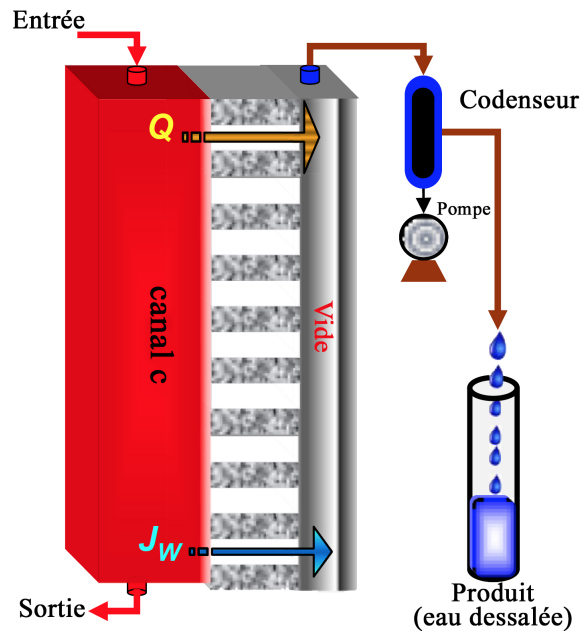


Figure 1.19 – Schema de l'VMD

Taux d'utilisation des différentes méthodes de dessalement en 2010 :

La figure 1.2 montre le taux d'utilisation des différentes techniques de dessalement en 2010. On voit bien que le dessalement par osmose inverse pour tous les avantages que présente cette méthode. D'autre part 8% des installations de dessalement en 2010 utilisent de la distillation membranaire (MD). De plus cette figure montre que la configuration la plus utilisée des techniques membranaires est la distillation membranaire avec contact direct qui fera l'objet de notre étude dans les chapitres suivants.

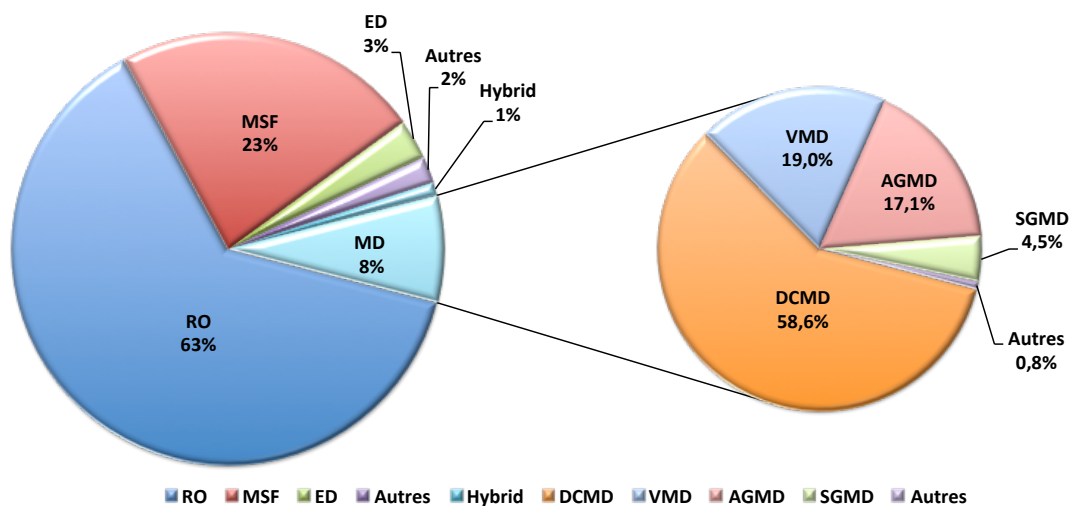


Figure 1.20 – Taux d'utilisation des différentes méthodes de dessalement en 2010 :

Chapitre 2

Modélisation et simulation d'un système de dessalement par distillation membranaire avec contact direct en régime statique

Le but de ce chapitre est de donner la distribution de la température à l'intérieurs du système de dessalement par distillation membranaire avec contact direct . Ce chapitre se divise en deux grandes sections, la première est la modélisation et la deuxième est la simulation.

2.1 Modélisation

2.1.1 Principe du dessalement par DCMD

Comme on l'a mentionné dans l'introduction, le principe de la technique de dessalement par distillation à contacte membranaire direct est la différence de température créé par le transfert de chaleur entre les deux canaux du système au niveau des deux côtés de la membrane. La température d'entrée du canal " c " $T_{c,in}$ diminue le long du canal " c " jusqu'à atteindre une température $T_{c,M+1}$ au niveau de la surface chaude de la membrane. Sur cette surface se pose une couche de vapeur d'eau qui sera transférée vers l'autre côté de la membrane sous l'effet d'une force motrice. De même, sur le canal " f " la température d'entrée $T_{f,in}$ augmente le long du canal " f " jusqu'à atteindre une température $T_{c,M+1}$ sur la surface froide de la membrane ou la vapeur d'eau qui traverse la membrane venant de l'autre côté se condense. La force qui entraine cette vapeur du côté chaud au côté froid est la différence de pression entre les deux surfaces de la membranes ayants deux températures différentes. Ce phénomène est appelé polarisation de la température définit par le coefficient suivant, appelé coefficient de la température de polarisation :

$$\xi = \frac{T_{c,M+1} - T_{f,M+1}}{T_c - T_f}$$

Il existe aussi une autre grandeur qui peut être utilisé pour étudier le phénomène de polarisation de la température, C'est le facteur de polarisation de température définit par :

$$\gamma = \frac{T_{i,0}}{T_{i,M+1}}, i = c, f$$

2.1.2 Flux d'eau pure dans un système de dessalement par DCMD

La distillation membranaire avec contact direct est un processus contenant deux flux d'eau à deux températures différentes en utilisant une membrane poreuse hydrophobe comme le montre la figure 2.1 .

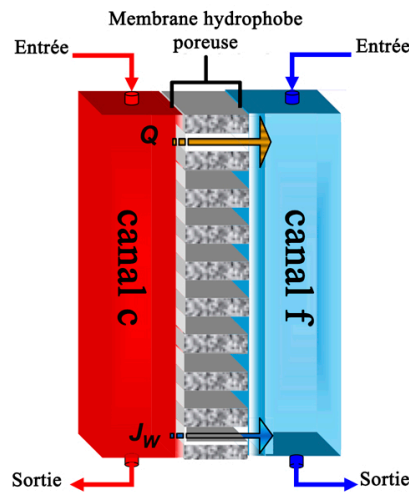


Figure 2.1 – Schema de la DCMD

La force qui cause le transfert de masse à travers la membrane est la différence entre les pressions de saturation sur les deux surfaces de la membrane due au gradient de la température. Ce flux d'eau pure en général est formulé comme suit :

$$N'' = c_m \Delta P^{sat} = c_m (P_1^{sat} - P_2^{sat}) \quad (2.1)$$

Où P_1^{sat} et P_2^{sat} sont les pressions de saturation de l'eau dans le côté chaud et le côté froid de la surface de la membrane respectivement. Ces pressions sont estimées en utilisant l'équation d'Antoine[21] :

$$P_k^{sat} = 133.322 \times 10^{8.10765 - \frac{1450.286}{T_k + 235}}, k = 1, 2 \quad (2.2)$$

Où T_k est la température en $^{\circ}C$. La présence d'un soluté dans une eau engendre une diminution de la pression de la vapeur de cette eau. Vu que l'eau présent dans le côté chaud de la surface de la membrane n'est pas pure (présence d'un soluté : NaCl) la pression de saturation

est peut être déterminée en utilisant la formule suivante :

$$P_1^{sat} = y_w P = x_w a_w P_w^{sat} \quad (2.3)$$

Ou y_w et x_w sont la fraction molaire de la vapeur et le liquide dans l'eau respectivement, et P et P_w^{sat} sont la pression totale est la pression de saturation de l'eau pure respectivement. L'activité de l'eau en sel (NaCl) dans une solution salée est a_w qui est fonction de la température et la composition de l'eau, est déterminée en utilisant l'équation de correction[22] :

$$a_w = 1 - 0.5x_{NaCl} - 10x_{NaCl}^2 \quad (2.4)$$

Ou x_{NaCl} est la fraction molaire du NaCl dans une eau salée.

Le coefficient de la membrane c_m est un paramètre significatif dans la modélisation mathématique du processus, qui a un effet direct sur le flux massique à travers la membrane. Il existe trois principaux modèles de coefficients de membrane, qui peuvent être utilisé pour décrire le flux massique à travers une membrane hydrophobe poreuse : le model de Knudsen et le model de Poiseuille [23]. Le model de Knudsen c_k est donné par l'expression suivante :

$$c_k = 1.064\alpha(T) \frac{\varepsilon r}{\tau \delta_m} \left(\frac{M_w}{RT_m} \right)^{1/2}$$

Le model de Poiseuille c_p est donné comme suit :

$$c_p = 0.125\beta(T) \frac{\varepsilon r^2}{\tau \delta_m} \frac{M_w P_m}{\eta_v RT_m}$$

Dans notre étude nous supposons que le coefficient de la membrane c_m est la somme des deux modèles précédents, ainsi :

$$c_m = c_k + c_p = 1.064\alpha(T) \frac{\varepsilon r}{\tau \delta_m} \left(\frac{M_w}{RT_m} \right)^{1/2} + 0.125\beta(T) \frac{\varepsilon r^2}{\tau \delta_m} \frac{M_w P_m}{\eta_v RT_m} \quad (2.5)$$

Ou $\alpha(T)$ et $\beta(T)$ sont le model de diffusion de Knudsen et le model de débit de Poiseuille

respectivement. M_w est la masse molaire de l'eau, R est la constante des gaz parfaits, r est le rayon du pore de la membrane, δ_m est son l'épaisseur, ε est sa porosité. η_v est la vitesse du gaz, τ représente le facteur de tortuosité, P_m est la pression de saturations dans la membrane calculé comme suit :

$$P_m = \frac{P_1^{sat} + P_2^{sat}}{2} \quad (2.6)$$

Le facteur de tortuosité a été estimer par Iversen et al. [24] τ :

$$\tau = \frac{1}{\varepsilon} \quad (2.7)$$

Finalement le flux d'eau pure sera déterminé en utilisant les équations (2.1)-(2.7) :

$$N'' = c_m((1 - x_{NaCl})(1 - 0.5x_{NaCl} - 10x_{NaCl}^2)P_1^{sat} - P_2^{sat}) \quad (2.8)$$

La quantité d'eau pure produite par le système de dessalement peut être obtenu en se basant sur le bilan massique dans un élément fluid par l'équation suivante :

$$\frac{dN}{dz} = N''W \quad (2.9)$$

Ou de W est la largeur du système de dessalement par DCMD.

2.1.3 La distribution de la température dans le système de dessalement par DCMD

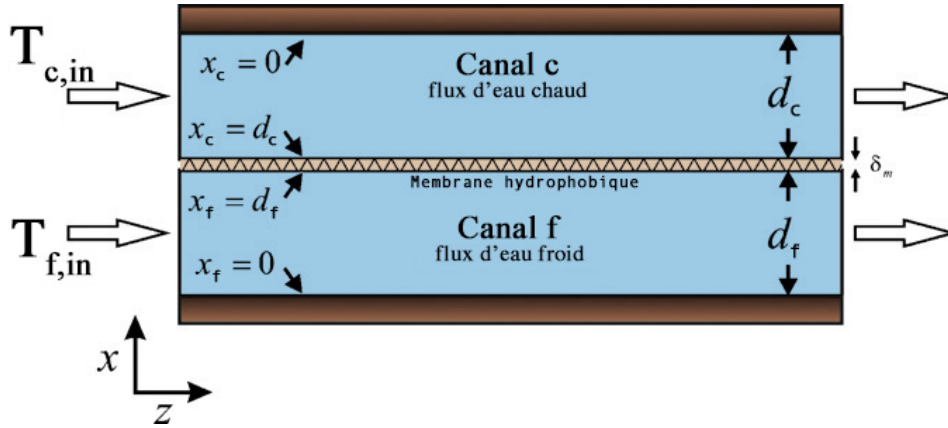


Figure 2.2 – Schéma du procédé de distillation par DCMD étudié

Nous allons consacrer cette partie pour trouver la formulation nécessaire pour aboutir à la distribution de température dans le système de dessalement par DCMD montré par la figure 2.2. Ce dernier est composé d'un conduit ouvert divisé par une membrane hydrophobe poreuse en deux canaux : canal "c" et canal "f". L'équation d'énergie d'un tel système s'écrit comme suit[25] :

$$k_f \left(\frac{\partial^2 T(x, y, z)}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T(x, y, z)}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T(x, y, z)}{\partial z^2} \right) = \rho C_p \left(\frac{\partial T(x, y, z)}{\partial t} + v_x \frac{\partial T(x, y, z)}{\partial x} + v_y \frac{\partial T(x, y, z)}{\partial y} + v_z \frac{\partial T(x, y, z)}{\partial z} \right) \quad (2.10)$$

L'équation précédente est très compliquée, Mais dans notre étude nous allons prendre un nombre d'hypothèses qui vont nous permettre de la simplifier :

(1) Nous supposant que l'écoulement est laminaire et donc les particules d'eau en un mouvement dans la direction des z seulement $\Rightarrow v_x = v_y = 0$

(2) Comme nous avons déjà indiqué on étudie le système dans le régime permanent et donc $\frac{\partial T(x, y, z)}{\partial t} = 0$

(3) Le transfert de chaleur par convection se fait uniquement dans la direction des x et donc $\frac{\partial^2 T(x, y, z)}{\partial y^2} = \frac{\partial^2 T(x, y, z)}{\partial z^2} = 0$

En prenant compte de ces hypothèses, les équations définissant le transfert de chaleur dans le système d'écrit par la figure 2.2 sont les suivantes :

$$k_{f,c} \frac{\partial^2 T_c(x_c, z)}{\partial x_c^2} = \rho_c C_{p,c} v_z \frac{\partial T(x, z)}{\partial z} \quad (2.11)$$

$$k_{f,f} \frac{\partial^2 T_f(x_f, z)}{\partial x_f^2} = \rho_f C_{p,f} v_z \frac{\partial T(x, z)}{\partial z} \quad (2.12)$$

Comme la vitesse sur la surface de la membrane et sur le mur de la conduite est nul, donc la vitesse du liquide admet un profile parabolique qui peut être exprimé comme suit [26] :

$$v_i(x_i) = 6\bar{v}_i \left(\frac{x_i}{d_i} - \frac{x_i^2}{d_i^2} \right), i = c, f \quad (2.13)$$

avec :

$$\bar{v}_c = \frac{Q}{d_c W}; \bar{v}_f = \frac{Q}{d_f W} \quad (2.14)$$

Ou $k_{f,i}$, ρ_i , et $C_{p,i}$ sont la conductivité thermique du liquide, sa densité et sa capacité calorifique respectivement.

Pour que les équations (2.11) et (2.12) devienne solvable, elles sont munis des conditions initiales et des conditions aux limites suivantes tirées du mécanisme de transfert de chaleur [27] :

$$k_{f,c} \frac{\partial T_c(d_c, z)}{\partial x_c} = -(N''\lambda + k_m \frac{T_c(d_c, z) - T_c(d_c, z)}{\delta_m}) \quad (2.15a)$$

$$T_c(x_c, 0) = T_{c,in} \quad (2.15b)$$

$$\frac{\partial T_c(0, z)}{\partial x_c} = 0 \quad (2.15c)$$

$$k_{f,f} \frac{\partial T_f(d_f, y)}{\partial x_f} = -(N''\lambda + k_m \frac{T_f(d_f, z) - T_f(d_f, z)}{\delta_m}) \quad (2.16a)$$

$$T_f(x_f, 0) = T_{f,in} \quad (2.16b)$$

$$\frac{\partial T_f(0, z)}{\partial x_f} = 0 \quad (2.16c)$$

k_m étant la conductivité thermique de la membrane hydrophobe poreuse, qui peut être déterminée en utilisant la proportion du pore de gaz k_g et la conductivité thermique des membranes solides k_s comme suit :

$$k_m = \varepsilon k_g + (1 - \varepsilon)k_s \quad (2.17)$$

Les équations (2.11) et (2.12) sont des équations aux dérivées partielles, leur résolution est analytiquement impossible ou très difficile. Le seul moyen de les résoudre est de procéder numériquement.

On va tout d'abord remplacer les dérivées partielles dans les équations (2.11) et (2.12) par des expressions approximatives, cette procédure s'appelle la technique des différences finies déduite à partir des formules de Taylor poussées jusqu'au second ordre, et qui a comme résultat :

$$f'(x) = \frac{1}{2h} [-3f(x) + 4f(x+h) - f(x+2h)] \quad (2.18)$$

$$f''(x) = \frac{1}{h^2} [f(x+h) - 2f(x) + f(x-h)] \quad (2.19)$$

Maintenant on va appliquer les équations (2.18) et (2.19) sur les équations (2.11),(2.12) et (2.15a)-(2.16c) on obtient :

$$\frac{\partial T_{c,i}(x_{c,i}, z)}{\partial z} = \frac{k_{f,c}}{\rho_c C_{p,c} v_z(x_{c,i})} \left(\frac{T_{c,i+1}(z) - 2T_{c,i}(z) + T_{c,i-1}(z)}{\Delta x^2} \right), i = 1, 2, \dots, M \quad (2.20)$$

$$\frac{\partial T_{f,i}(x_{f,i}, z)}{\partial z} = \frac{k_{f,f}}{\rho_f C_{p,f} v_z(x_{c,i})} \left(\frac{T_{f,i+1}(z) - 2T_{f,i}(z) + T_{f,i-1}(z)}{\Delta x^2} \right), i = 1, 2, \dots, M \quad (2.21)$$

$$T_{c,M+1} = \frac{4T_{c,M}}{3} - \frac{T_{c,M-1}}{3} - \frac{2\Delta x_c N'' \lambda}{3k_{f,c}} - \frac{2\Delta x_c k_m (T_{c,M} - T_{f,M})}{3k_{f,c} \delta_m} \quad (2.22a)$$

$$T_{c,i}(0) = T_{c,in}, i = 1, 2, \dots, M \quad (2.22b)$$

$$T_{c,0} = \frac{4T_{c,1} - T_{c,2}}{3} \quad (2.22c)$$

$$T_{f,M+1} = \frac{4T_{f,M}}{3} - \frac{T_{f,M-1}}{3} + \frac{2\Delta x_f N'' \lambda}{3k_{f,f}} + \frac{2\Delta x_f k_m (T_{c,M} - T_{f,M})}{3k_{f,f} \delta_m} \quad (2.23a)$$

$$T_{f,i}(0) = T_{f,in}, i = 1, 2, \dots, M \quad (2.23b)$$

$$T_{f,0} = \frac{4T_{f,1} - T_{f,2}}{3} \quad (2.23c)$$

Les M parties des deux équations (2.20) et (2.21) ainsi que les equations aux limites (2.22a)-(2.22c) et (2.23a)-(2.23c) respectivement, représentent deux systèmes d'équations différentielles ordinaire.

On va donc résoudre ces deux systèmes d'équations différentielles en utilisant la méthode de Runj-Kutta d'ordres 4 afin d'obtenir la distribution de température dans ce système de dessalement.

À savoir que la combinaison de la technique des différences finies et la méthode de Runj-Kutta d'ordres 4 représente une méthode connu par le nom de "The Method of Lines (MOL)". La MOL est une méthode très efficace pour la résolution des équations différentielles aux dérivées partielles, car elle est applicables aux statiques ainsi qu'aux problèmes dynamiques.

La figure 2.3 donne un aperçu sur la discrétisation de la distribution de la température due à la transformation des équations différentielles aux dérivées partielles en des équations différentielles ordinaires. De plus cette figure donne un aperçu sur les conditions aux limites.

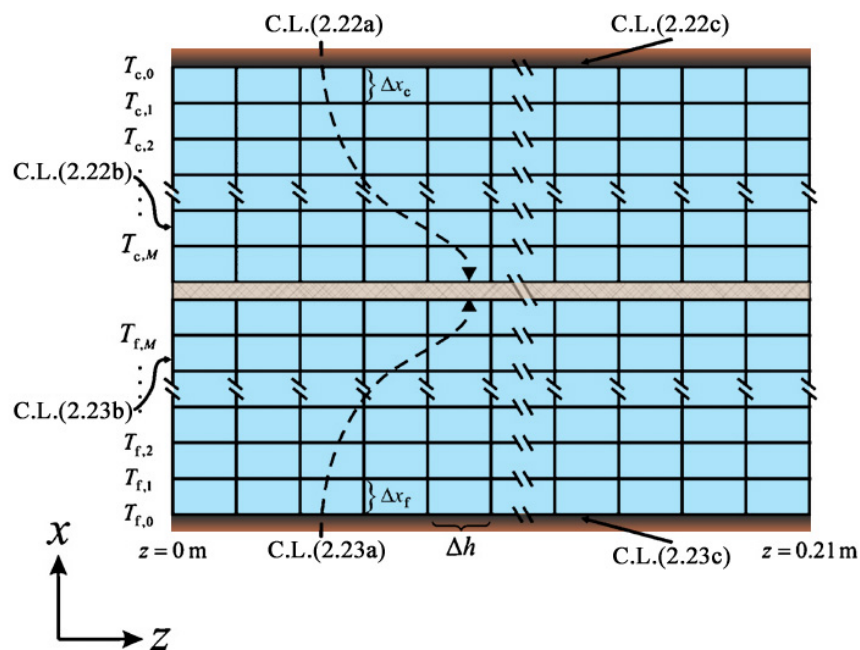


Figure 2.3 – Schéma de calcul des températures par la méthode de Runj-kutta 4

2.1.4 Vue sur les paramètres dépendant de la température

Dans notre étude nous considérons que les paramètres k_g , $k_{f,i}$, ρ_c et ρ_f sont fonction de la température. Voici donc des expressions empiriques de ces paramètres en fonction de la température [28].

$$k_g(T_m) = 0.0144 - 2.16 \times 10^{-5}(T_m + 273.15) + 1.32 \times 10^{-7}(T_m + 273.15)^2 \quad (2.24)$$

On voit bien que le paramètre k_g est uniquement fonction de la température moyenne dans membrane hydrophobe poreuse.

$$\begin{aligned} k_{f,i}(T_{i,j}, m) = & -0.46 + 5.8 \times 10^{-3}(T_{i,j} + 273.15) - 7.18 \times 10^{-6}(T_{i,j} + 273.15)^2 \\ & - 7.3 \times 10^{-3}m + 4.1 \times 10^{-4}m^2 \end{aligned} \quad (2.25)$$

La conductivité thermique des deux liquide $k_{f,i}$ est fonction de la température à chaque point ainsi que la molarité du NaCl dans le liquide. Comme on la déjà noter, cette expression est expérimentale et valable uniquement pour : $20 \leq T_{i,j} \leq 100$ et $0 \leq m \leq 5$.

$$\rho_c(T_{c,in}) = \frac{100}{\frac{3.5}{\rho_{NaCl}} + \frac{95.5}{\rho_w(T_{c,in})}} \quad (2.26)$$

$$\rho_c(T_{f,in}) = \rho_w(T_{f,in}) \quad (2.27)$$

Sachant que :

$$\rho_w(T) = 819 + 1.49(T + 273.15) - 3 \times 10^{-3}(T + 273.15)^2 \quad (2.28)$$

Les expressions précédentes montrent que les densités sont fonction de la température aussi, mais cette fois-ci uniquement en fonction des températures d'entrées T_{in} .

2.2 Simulations

2.2.1 Valeurs numériques des paramètres utilisés dans la simulation

Pour la simulation nous avons pris des valeurs numériques réelles pour les paramètres du procédé. Le table ci-dessous contiens les valeurs numériques que nous avons pris.

Variable	Définition	Valeur	Unité
a_w	Activité de l'eau dans une solution d'NaCl	0.993256	/
$C_{p,c}$	Capacité calorifique du flux d'eau chaud	4001	$\frac{J}{kg \cdot K}$
$C_{p,f}$	Capacité calorifique du flux d'eau froid	4182	$\frac{J}{kg \cdot K}$
d_c	Hauteur du canal " c "	0.002	m
d_f	Hauteur du canal " f "	0.002	m
k_s	conductivité thermique d'une membrane solide	0.178	$\frac{W}{m \cdot K}$
L	Longueur du canal	0.21	m
M	Nombre de ligne après discretisation	100	/
M_w	Masse molaire d'eau	0.018	$\frac{kg}{mol}$
m	Molarité du sel dans une solution d'NaCl	0.621	/
Q	Débit volumique	0.0086	$\frac{m}{s}$
R	Constante des gaz parfaits	8.3143	$\frac{J}{mol \cdot K}$
r	Rayon du pore de la membrane	5×10^{-8}	m
$T_{c,in}$	Température d'entrée du canal " c "	35	$^{\circ}C$
$T_{f,in}$	Température d'entrée du canal " f "	25	$^{\circ}C$
W	Largeur du canal	0.29	m
x_w	Fraction molaire de l'eau dans le liquide	0.988952	/
δ_m	Épaisseur des la membrane	130×10^{-6}	m
ε	Porosité de la membrane	0.72	/
Δx_c	Accroissement entre deux ligne dans le canal " c "	2.02×10^{-5}	m
Δx_f	Accroissement entre deux ligne dans le canal " f "	2.02×10^{-5}	m
ρ_{NaCl}	Densité du solide NaCl	2170	$\frac{kg}{m^3}$
λ	Chaleur latente de l'eau	2.426×10^6	$\frac{J}{kg}$
η_v	Viscosité de la vapeur d'eau	9.29×10^{-9}	$\frac{N \cdot s}{m^2}$

Table 2.1 – Valeurs numériques des paramètres, leurs unités et leurs définitions

Le tableau 2.1 donne la définition des paramètres ayant une valeur numérique, tout en spécifiant leurs valeurs et leurs unités. Vous trouverez un autre tableau à la fin du chapitre qui donne la définition de tous les paramètres et leurs unités même s'ils n'ont pas une valeur numérique.

2.2.2 Résultats des simulations

A-Distribution de la températures dans les deux canaux c et f :

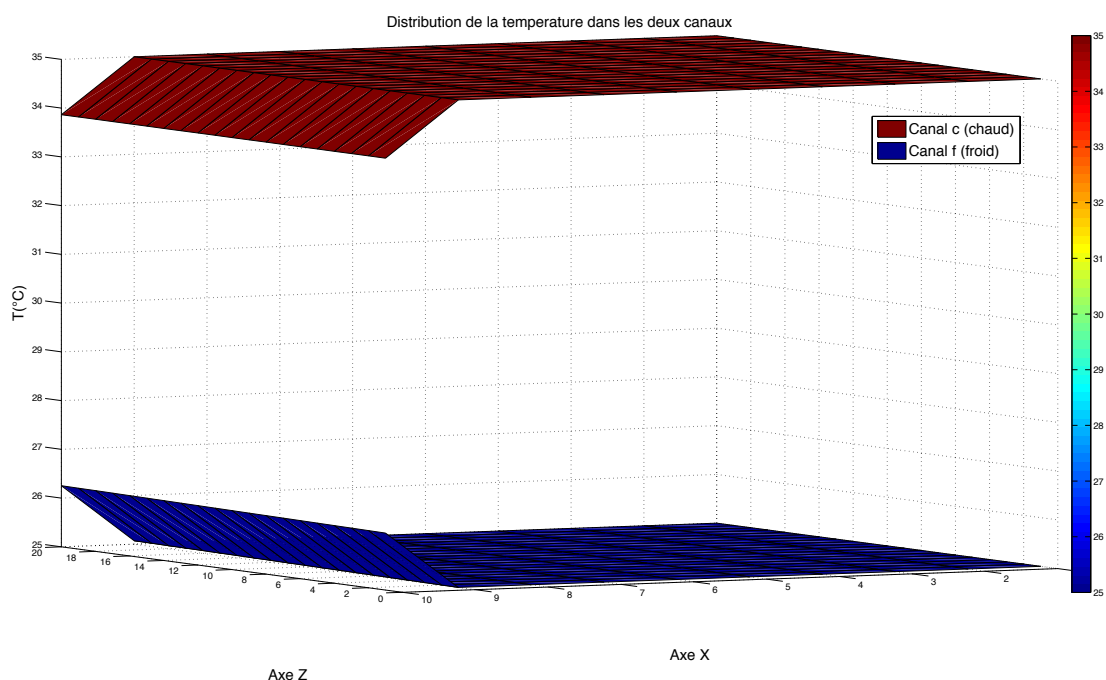


Figure 2.4 – Distribution de la température dans les deux canaux

La figure 2.4 montre la distribution de la température dans les deux canaux obtenue par l'implémentation de toute les équations précédentes. On remarque qu'effectivement il existe un gradient de température entre les deux surfaces de membrane, c'est le phénomène de polarisation de température. Ce phénomène crée comme on l'a déjà dit une différence de pression, qui à son tour crée une force motrice pour le transfert de masse. Les figures ci-après montre plus clairement ce gradient de température. La figure 2.5 montre le gradient de température sur la même position de l'axe Z. La figure 2.6 montre l'évolution de la température tout au long des deux surfaces de la membranes.

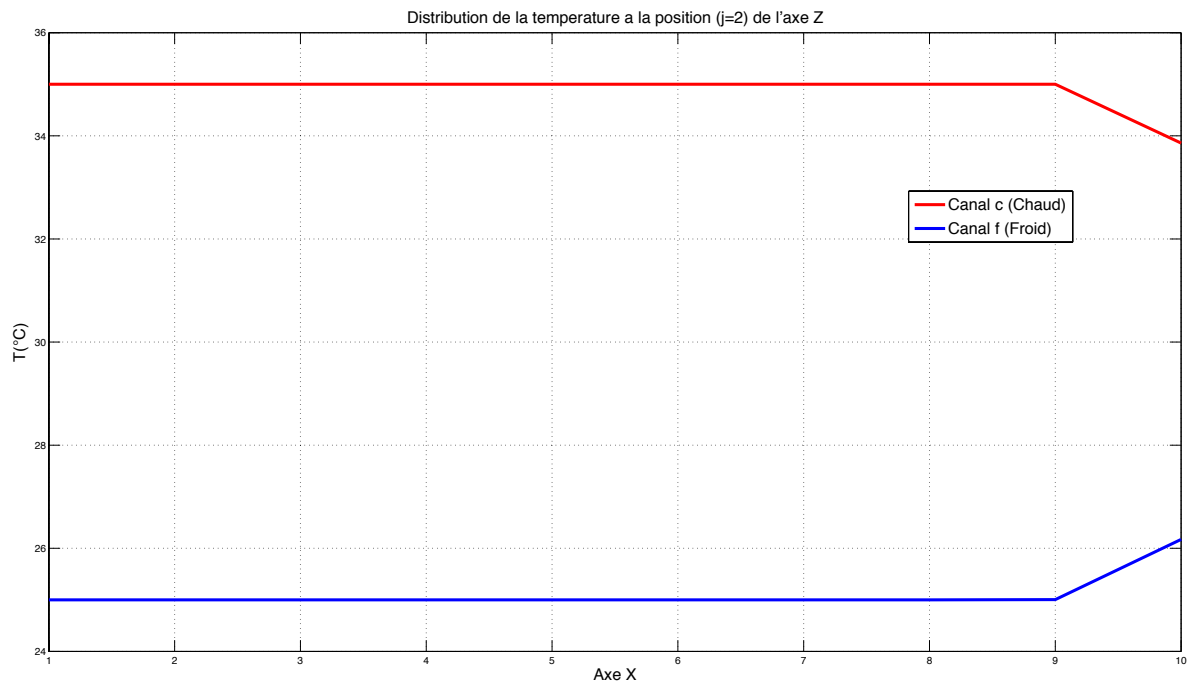


Figure 2.5 – Distribution de la température à une position de l'axe Z

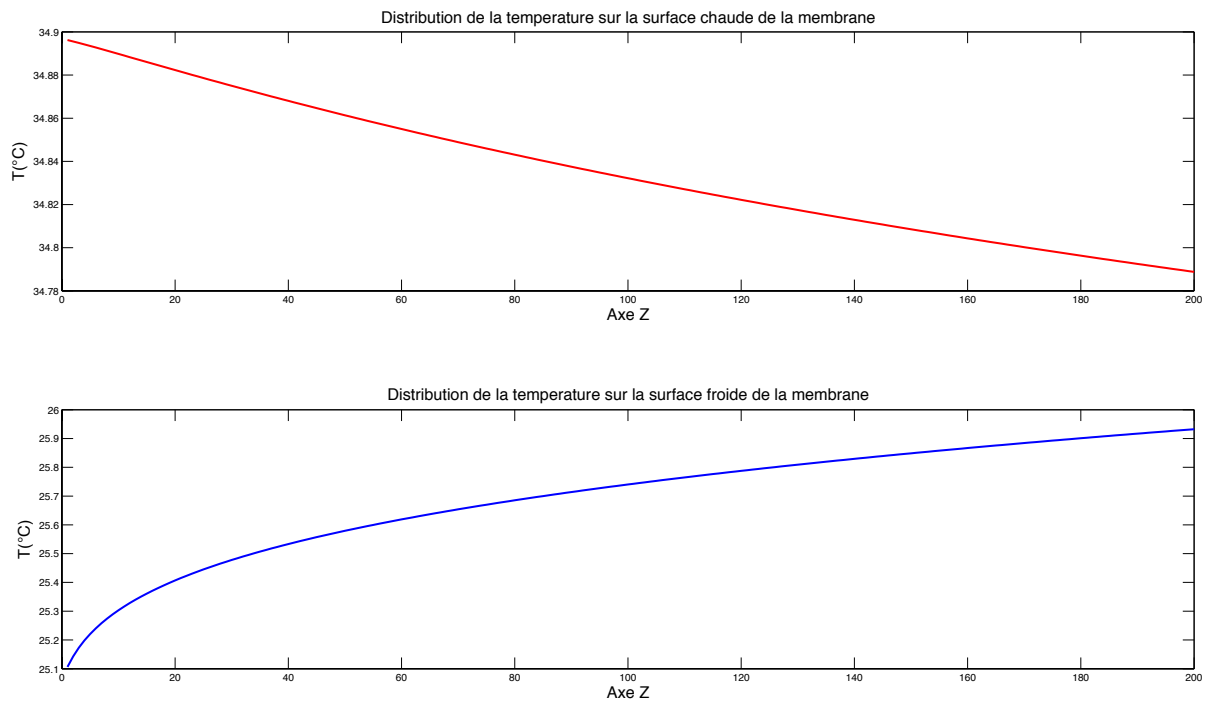


Figure 2.6 – Distribution de la température sur les deux surfaces de la membrane

B-Influence de la vitesse d'écoulement sur les différents paramètres du système :

La figure 2.7 montre l'influence de la vitesse d'écoulement des deux flux liquide sur la production d'eau pure du système. D'après cette figure on peut déduire que si la vitesse d'écoulement augmente alors la production d'eau pure du système augmente. Cette augmentation semble non significative pour le micro système qui fait l'objet de notre étude, mais elle serait très significative pour un grand système ou pour plusieurs micro système fonctionnant en parallèle.

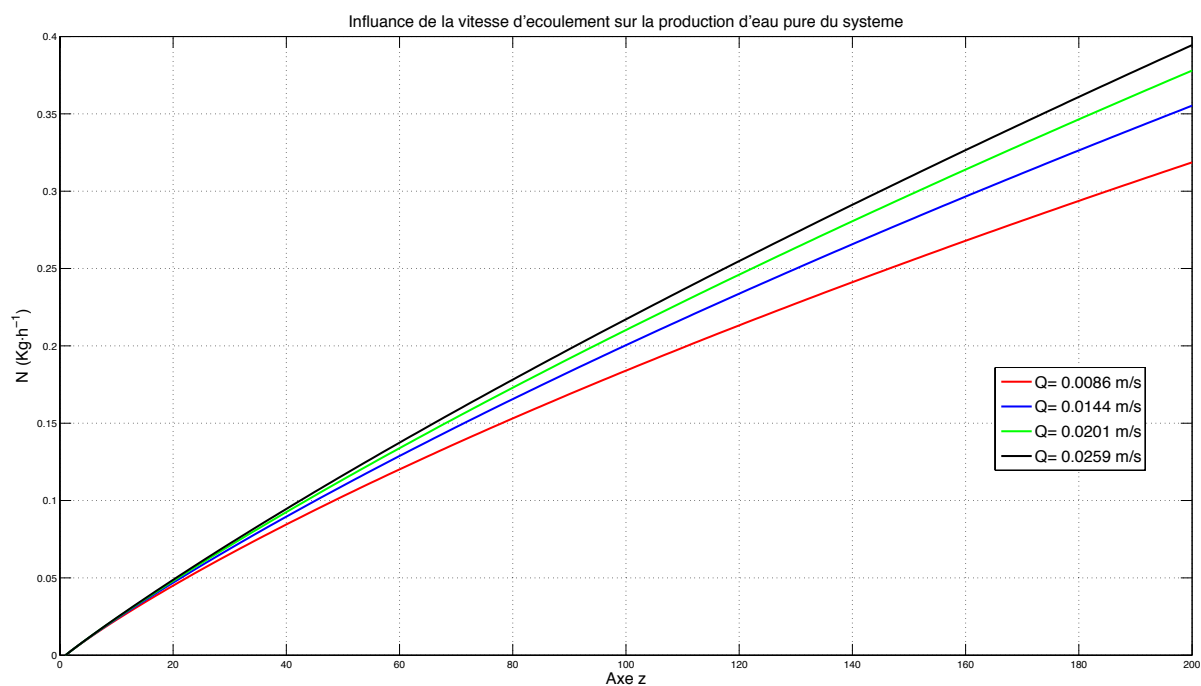


Figure 2.7 – Effet de la vitesse d'écoulement sur la production d'eau pure du système

C-Influence de la vitesse d'écoulement sur la température des deux surface de la membrane :

On peut voir sur la figure 2.8 que la vitesse d'écoulement des deux flux liquides a une influence directe sur la température des deux surfaces de la membrane et donc sur la force motrice créé par ce gradient de température. Il est clair que plus la vitesse d'écoulement des deux flux liquide est grande plus la température sur la surface chaude augmente et la température sur la surface froide diminue, ce qui veut dire que le coefficient de polarisation de la température augmente. Ceci justifie le résultat précédent, c-à-d. que en augmentant la vitesse d'écoulement plus le la production d'eau pure augmente car le coefficient de polarisation subit une augmentation.

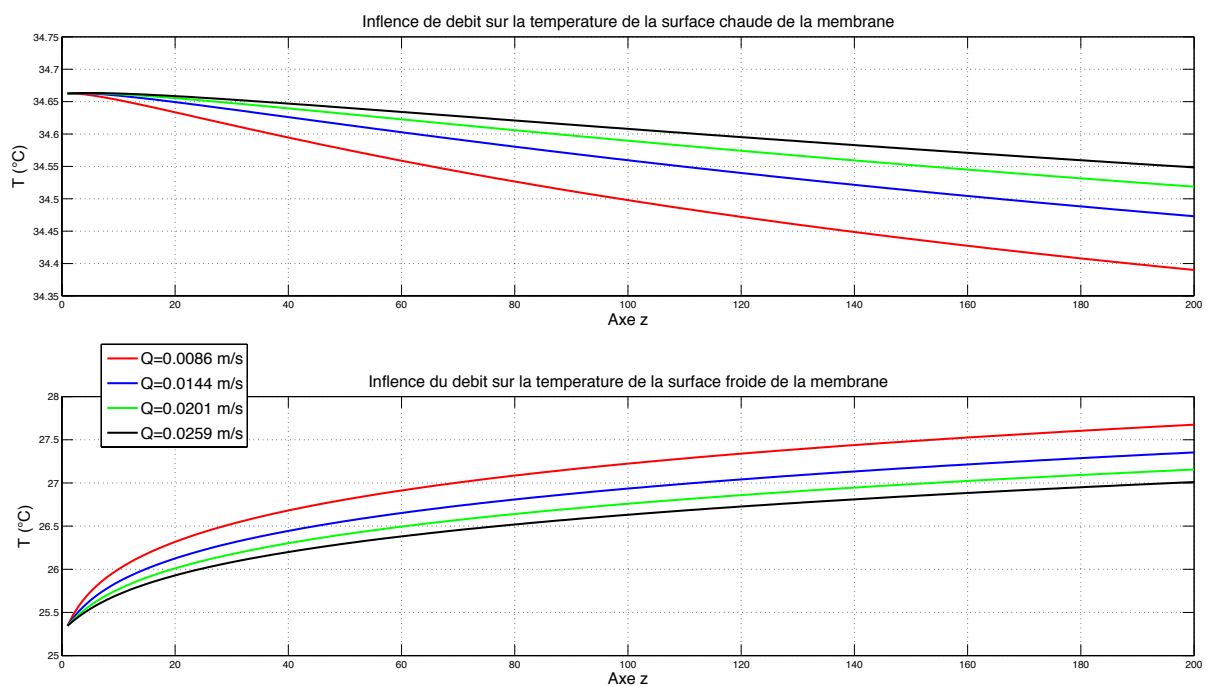


Figure 2.8 – Effet du la vitesse d'écoulement sur la température des surfaces de la membrane

D-Influence de la température d'entrée du canal "c" sur le rendement du système :

Dans la figure ci-après on voit bien que plus la température d'entrée du canal "c" (chaud) augmente, plus la production d'eau pure du système augmente. De plus cette augmentation est plus significative que lorsque on augmente la vitesse d'écoulement.

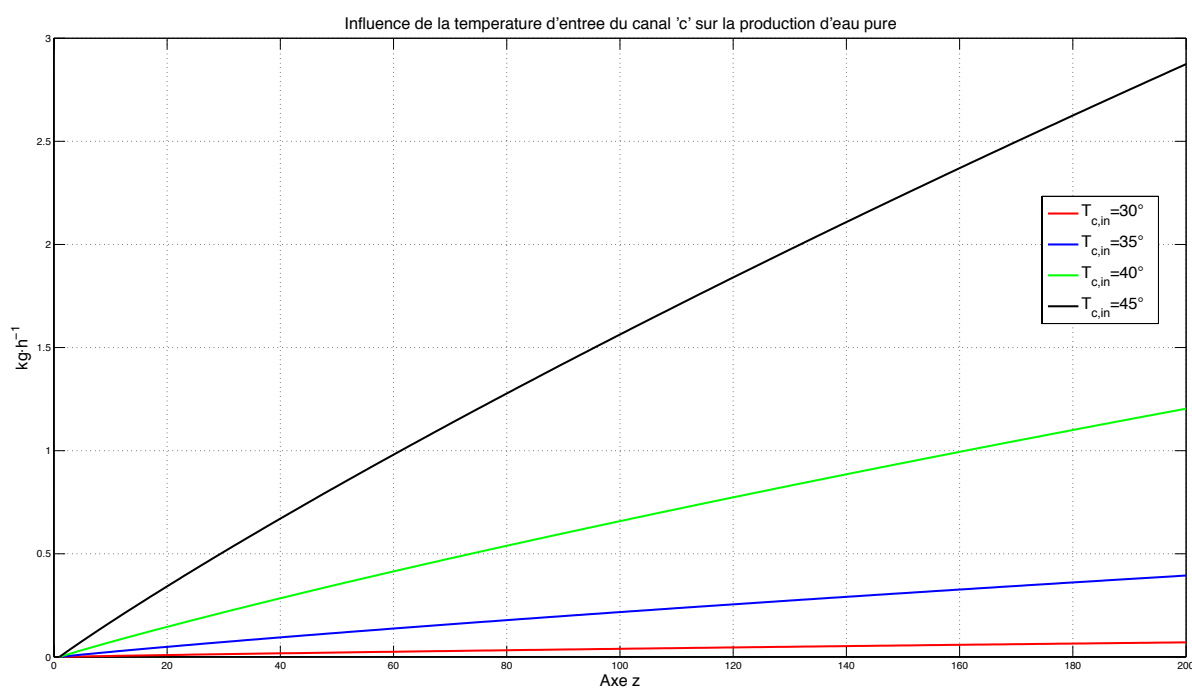


Figure 2.9 – Effet de la température d'entrée du canal "c" sur la production d'eau pure du système :

E-Influence de l'épaisseur de la membrane sur la production d'eau pure du système :

Comme le montre la figure 2.10, plus l'épaisseur de la membrane est importante moins le système produit de l'eau pure. Donc pour améliorer la production d'eau pure d'un système de dessalement par DCMD on doit choisir la membrane la moins épaisse dans les limites de la technologie.

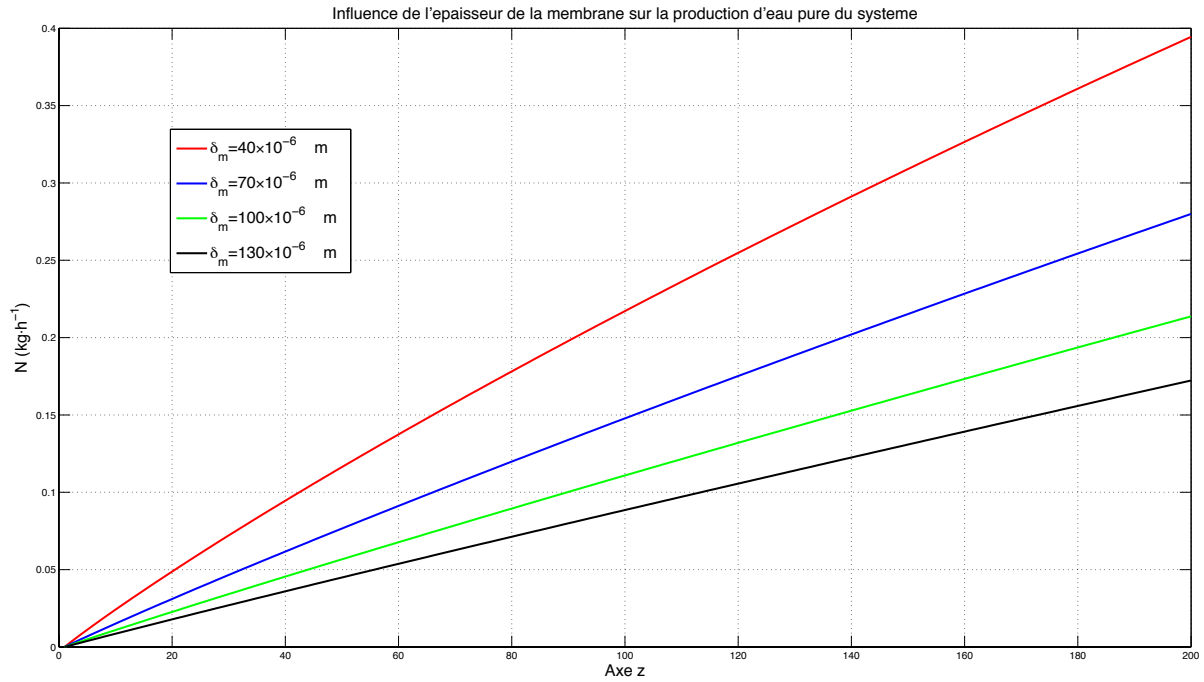


Figure 2.10 – Effet de l'épaisseur de la membrane sur la production d'eau pure du système

F-Influence du rayon du pore de la membrane sur la production d'eau pure du système :

La figure 2.11 nous montre un résultat qu'on peut anticiper, c'est le fait que plus le rayon du pore de la membrane est important plus la production d'eau pure du système est grande. Car un rayon plus important du pore de la membrane permet à une quantité plus importante d'eau de traverser la membrane, et donc le système produit plus.

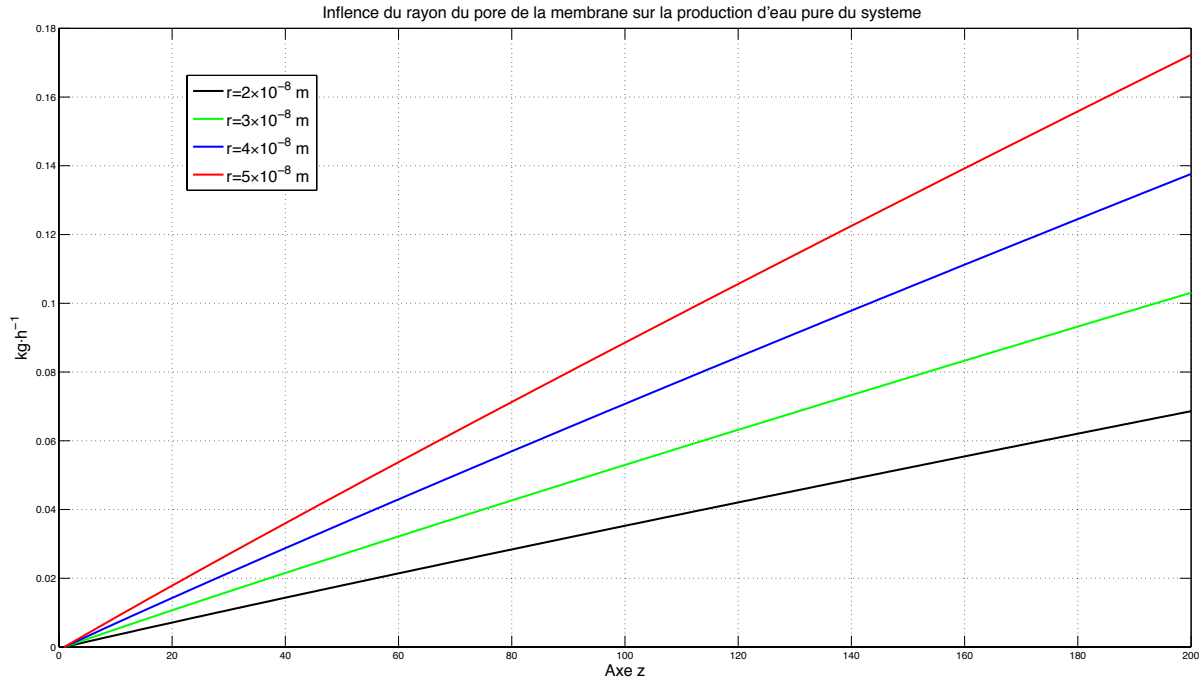


Figure 2.11 – Effet du rayon de la membrane sur le rendement du système

2.3 Conclusion

Au terme de ce chapitre, il est à noter que pour arriver à l'objectif de notre études qui est de déterminer la distribution de la température à l'intérieur du système de dessalement par distillation membranaire avec contact direct ,nous avons partagé le travail en plusieurs étapes. Tout d'abord nous avons schématisé le système de dessalement par DCMD qui se consiste de deux canaux d'eau, un canal chaud contenant de l'eau salée et un canal froid contenant de l'eau pure, séparés par une membrane hydrophobe poreuse. Le transfert de chaleur entre les deux canaux engendre une différence de température au niveau des deux côtés de la membrane séparatrice. Cette différence de température crée une différence de pression qui est la source d'une force motrice responsable du transfert de l'eau qui s'évapore au niveau de la surface chaude de la membrane vers canal " f " .

Ensuite nous avons modélisé le flux massique traversant la membrane qui est le produit de la différence de pression de saturation entre les deux côtés de la membrane et d'un coefficient appelé coefficient de la membrane. Dans cette étape nous avons aussi posé une

formulation du coefficient de la membrane comme étant la somme de deux coefficients de transfert de masse, le modèle de Knudsen et le modèle de Poiseuille. Après cela nous avons cherché l'équation générale qui régit ce type de transfert de chaleur. Cette équation est une équation différentielle aux dérivées partielles à cinq variables (T, x, y, z, t) . Nous avons ensuite pris un nombre d'hypothèses qui ont simplifié énormément l'équation du transfert de chaleur, mais celle-ci est toujours difficile à résoudre analytiquement vu la présence des dérivées partielles. Pour aboutir à la distribution de la température à l'intérieur du système, nous étions obligés de résoudre l'équation différentielle aux dérivées partielles et donc de recourir à des méthodes numériques. Pour cela nous avons choisi comme approche une méthode appelé "Méthode Of Lines (MOL)" qui est une combinaison de la méthode des différences finies et la méthode de Runj-Kutta 4. la méthode des différences finies nous a permis de transformer l'équation différentielle aux dérivée partielles en un système d'équations différentielles ordinaires en utilisant des approximations discrètes pour les dérivées partielles. La méthode de Runj-kutta 4 nous a permis de résoudre le système d'équation différentielles ordinaires. Il est à préciser que nous avons résolu le système d'équation en prenant en compte que certains paramètres sont fonction de la température afin de s'approcher encore plus de la réalité. Finalement, nous avons aboutis à la distribution de la température à l'intérieur du système. Cette distribution de la température nous a permis d'étudier l'influence d'un nombre de paramètres sur le rendement du système. Les résultats que nous avons entre les mains nous on inciter à étudier le comportement du système dans le régime dynamique c-à-d. de voir comment la distribution de la température se comporte avant de se stabiliser.

2.4 Nomenclature

Variable	Définition	Unité
a_w	Activité de l'eau dans une solution d'NaCl	/
c_k	coefficient de la membrane de Knudsen	$\frac{kg}{m^2 \cdot Pa \cdot s}$
c_p	coefficient de la membrane de Poiseuille	$\frac{kg}{m^2 \cdot Pa \cdot s}$
c_m	coefficient de la membrane	$\frac{kg}{m^2 \cdot Pa \cdot s}$
$C_{p,c}$	Capacité calorifique du flux d'eau chaud	$\frac{J}{kg \cdot K}$
$C_{p,f}$	Capacité calorifique du flux d'eau froid	$\frac{J}{kg \cdot K}$
d_c	Hauteur du canal " c "	m
d_f	Hauteur du canal " f "	m
h	Accroissement entre deux colonnes	m
$k_{f,c}$	Conductivité thermique du flux chaud	$\frac{J}{s \cdot m \cdot K}$
$k_{f,f}$	Conductivité thermique du flux froid	$\frac{J}{s \cdot m \cdot K}$
k_g	Conductivité thermique du pore à une proportion d'un gaz	$\frac{J}{s \cdot m \cdot K}$
k_m	Conductivité thermique de la membrane hydrophobe poreuse	$\frac{J}{s \cdot m \cdot K}$
k_s	conductivité thermique d'une membrane solide	$\frac{J}{s \cdot m \cdot K}$
L	Longueur du canal	m
M	Nombre de ligne après discretisation	/
M_w	Masse molaire d'eau	$\frac{kg}{mol}$
m	Molarité du sel dans une solution d'NaCl	/
N''	Flux d'eau pure	$\frac{kg}{m^2 \cdot s}$
N	Productivité en eau pure	$\frac{kg}{s}$
P_1^{sat}	Pression de saturation sur la surface chaude de la membrane	Pa
P_2^{sat}	Pression de saturation sur la surface froide de la membrane	Pa

P_m	Pression moyenne de saturation	Pa
P_w^{sat}	Pression de saturation d'eau pure	Pa
Q	Débit volumique	$\frac{m}{s}$
R	Constante des gaz parfaits	$\frac{J}{mol \cdot K}$
r	Rayon du pore de la membrane	m
$T_{c,in}$	Température d'entrée du canal " c "	$^{\circ}C$
$T_{f,in}$	Température d'entrée du canal " f "	$^{\circ}C$
T_m	Température moyenne sur la membrane	$^{\circ}C$
v_c	vitesse d'écoulement du flux chaud	$\frac{m}{s}$
\bar{v}_c	vitesse moyenne d'écoulement du flux chaud	$\frac{m}{s}$
v_f	vitesse d'écoulement du flux froid	$\frac{m}{s}$
\bar{v}_f	vitesse moyenne du flux froid	$\frac{m}{s}$
W	Largeur du canal	m
x_w	Fraction molaire de l'eau dans le liquide	/
δ_m	Épaisseur des la membrane	m
ε	Porosité de la membrane	/
Δx_c	Accroissement entre deux ligne dans le canal " c "	m
Δx_f	Accroissement entre deux ligne dans le canal " f "	m
y_w	Fraction molaire de la vapeur d'eau	/
ρ_{NaCl}	Densité du solide NaCl	$\frac{kg}{m^3}$
λ	Chaleur latente de l'eau	$\frac{J}{kg}$
η_v	Viscosité de la vapeur d'eau	$\frac{N \cdot s}{m^2}$

Table 2.2 – Définitions/Unités des variables utilisées dans le chapitre 2

Chapitre 3

Modélisation et simulation d'un système de dessalement par distillation membranaire avec contact direct en régime dynamique

Le but de ce chapitre est de déterminer l'évolution de la distribution de la température dans un système de dessalement par distillation membranaire avec contact direct dans le temps. Cette évolution de la distribution de température dans le temps va nous permettre d'étudier le comportement de certains paramètres essentiels avant d'atteindre le régime statique.

Avant de commencer notre étude, il est à savoir que nous avons effectué un nombre de changements sur le système étudié dans le chapitre précédent. Le premier changement que nous avons effectué est que les deux flux chaud et froid ont un sens d'écoulement différent comme le montre la figure 3.1. De plus, la densité, la conductivité thermique et la vitesse des deux flux, sont considérés constants c-à-d. qu'ils ne sont pas dépendant de la température comme dans le chapitre précédent.

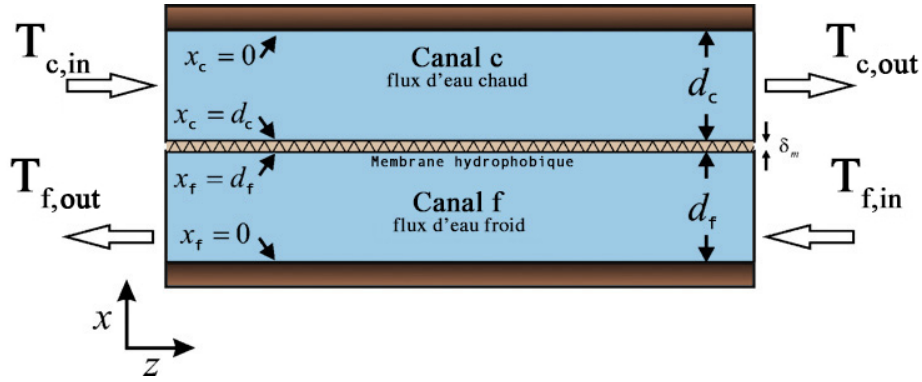


Figure 3.1 – Système DCMD utilisé dans l'étude du régime dynamique

3.1 Modélisation

3.1.1 Flux d'eau pure dans un système de dessalement par DCMD

Comme dans le chapitre précédent nous allons tout d'abord modéliser le flux massique qui traverse la membrane et ceci en démarrant de la forme générale d'un flux massique traversant une membrane hydrophobe poreuse :

$$N'' = c_m \Delta P^{sat} = c_m (P_1^{sat} - P_2^{sat}) \quad (3.1)$$

Ou P_1^{sat} et P_2^{sat} sont les pressions de saturation de l'eau dans le côté chaud et le côté froid de la surface de la membrane respectivement. C'est pressions sont estimer en utilisant l'équation d'Antoine[21]

$$P_k^{sat} = 133.322 \times 10^{8.10765 - \frac{1450.286}{T_k + 235}}, k = 1, 2 \quad (3.2)$$

Ou T_k est la température en °C.

Contrairement au chapitre précédent ou nous avons considéré que c_m était la somme du model de Knudsen et le model de Poiseuille, dans ce chapitre nous allons considérer que c_m est uniquement égale au model de Knudsen. et donc :

$$c_m = 1.064 \frac{\varepsilon r}{\tau \delta_m} \left(\frac{M_w}{RT_m} \right)^{1/2} \quad (3.3)$$

Ou M_w est la masse molaire de l'eau, R est la constante des gaz parfaits, r est le rayon du pore de la membrane, δ_m est son l'épaisseur, ε est sa porosité. τ représente le facteur de tortuosité.

Finalement le flux d'eau pure sera déterminé en utilisant les équations (3.1)-(3.3) :

$$N'' = 1.064 \frac{\varepsilon r}{\tau \delta_m} \left(\frac{M_w}{RT_m} \right)^{1/2} (P_1^{sat} - P_2^{sat}) \quad (3.4)$$

La quantité d'eau pure produite par le système de dessalement par DCMD peut être déterminé par l'équation suivante :

$$\frac{dN}{dz} = N''W \quad (3.5)$$

Ou de W est la largeur du système de dessalement par DCMD.

3.1.2 La distribution de la température dans le système de dessalement par DCMD en régime dynamique

Comme dans le chapitre précédent notre système est régit par l'équation suivante :

$$k_f \left(\frac{\partial^2 T(x, y, z)}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T(x, y, z)}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 T(x, y, z)}{\partial z^2} \right) = \rho C_p \left(\frac{\partial T(x, y, z)}{\partial t} + v_x \frac{\partial T(x, y, z)}{\partial x} + v_y \frac{\partial T(x, y, z)}{\partial y} + v_z \frac{\partial T(x, y, z)}{\partial z} \right) \quad (3.6)$$

Un nombre d'hypothèses que nous allons prendre encore une fois vont simplifier cette équation :

(1) Nous supposant que l'écoulement est laminaire et donc les particules d'eau en un mouvement dans la direction des z seulement $\Rightarrow v_x = v_y = 0$

(2)Le transfert de chaleur par convection se fait uniquement dans l'axe des x

(3)La densité, les conductivités thermiques et la vitesse d'écoulement dans cette étude sont considérés constants.

Comme on étudie le système dans le régime dynamique le terme $\frac{\partial T(x,y,z)}{\partial t}$ fera partie de l'équation du système.

En prenant compte des hypothèses précédentes,les équations définissant le transfert de chaleur dans notre système sont les suivantes :

$$\frac{\partial T_c(x_c, z, t)}{\partial t} = -v_z \frac{\partial T_c(x_c, z, t)}{\partial z} + \alpha_c \frac{\partial^2 T_c(x_c, z, t)}{\partial x_c^2} \quad (3.7)$$

$$\frac{\partial T_f(x_f, z, t)}{\partial t} = -v_z \frac{\partial T_f(x_f, z, t)}{\partial z} + \alpha_f \frac{\partial^2 T_f(x_f, z, t)}{\partial x_f^2} \quad (3.8)$$

Avec :

$$\alpha_i = \frac{k_{f,i}}{\rho_f C_{p,i} v_i}, i = c, f$$

Pour que les équations (3.7) et (3.8) deviennent solvables, elles sont munies des conditions aux limites suivantes :

$$T_c(x_c, z, 0) = 60 \quad (3.9a)$$

$$T_f(x_f, z, 0) = 20 \quad (3.9b)$$

Les deux équations précédentes sont établies du faite qu'on considère qu'à l'instant $t = 0$ les deux canaux du système ont une température constante.

$$k_{f,c} \frac{\partial T_c(d_c, z, t)}{\partial x_c} = -(N'' \lambda + k_m \frac{T_c(d_c, z, t) - T_c(0, z)}{\delta_m}) \quad (3.10a)$$

$$T_c(x_c, 0, t) = T_{c,in} \quad (3.10b)$$

$$\frac{\partial T_c(0, z, t)}{\partial x_c} = 0 \quad (3.10c)$$

$$k_{f,f} \frac{\partial T_f(d_f, z, t)}{\partial x_f} = -(N'' \lambda + k_m \frac{T_f(d_f, z, t) - T_f(0, z)}{\delta_m}) \quad (3.11a)$$

$$T_f(x_f, L, t) = T_{f,in} \quad (3.11b)$$

$$\frac{\partial T_f(d_f, z, t)}{\partial x_f} = 0 \quad (3.11c)$$

Pour que ce système soit solvable par la méthode que nous avons utilisé, on doit ajouter la température mesurée en sortie à chaque instant. Pour cela nous avons donné des valeurs croissantes dans le temps pour la température de sortie du canal froid et des valeurs décroissante dans le temps pour la température de sortie du canal chaud.

Dans ce chapitre, les équations différentielles qui régissent le comportement du système sont des équations différentielles aux dérivées partielles de second ordre donc elles sont très difficiles à résoudre analytiquement.

La méthode la plus connue pour résoudre ce type d'équations est la méthode de Crank Nicholson (CR). Cette méthode présente un grand avantage qui est sa stabilité inconditionnelle. Mais cette méthode est présentée par de nombreuses équations à dimensions multiples qui nécessitent une machine très performante, beaucoup de mémoire et un grand temps de calcul. Pour cela nous avons choisi comme méthode de résolution, une méthode nommée "Alternating Direction Implicit (ADI)". Comme son nom l'indique, la résolution par cette méthode se fait dans une direction à l'instant k et dans une autre direction à l'instant $k + 1$, c-à-d que dans le cas du problème qu'on veut résoudre, on va trouver la température de la ligne j à l'instant k et la valeur de la colonne j à l'instant $k + 1$, et donc on aura pas une distribution complète de la température dans tout instant.

Pour remédier à ce problème on introduit un temps intermédiaire k^* dans le milieu des temps k et $k + 1$, c-à-d. si on a la température d'une colonne j à l'instant k , on calcul par la méthode ADI la température dans la ligne j à l'instant k^* et donc on aura la température de la ligne j à l'instant $k + 1$ comme le montre la figure suivante :

Pour réaliser l'algorithme de l'ADI nous allons utiliser les approximations ci-après pour les dérivées partielles en x et en z :

$$\frac{\partial T}{\partial z} = \frac{1}{2\Delta z} [T(z + \Delta z) - T(z - \Delta z)] \quad (3.12)$$

$$\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} = \frac{1}{\Delta x^2} [T(x + \Delta x) - 2T(x) + T(x - \Delta x)] \quad (3.13)$$

De plus la dérivée par rapport à t sera remplacée par la formule d'Euler :

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{T(t + \Delta t) - T(t)}{\Delta t} \quad (3.14)$$

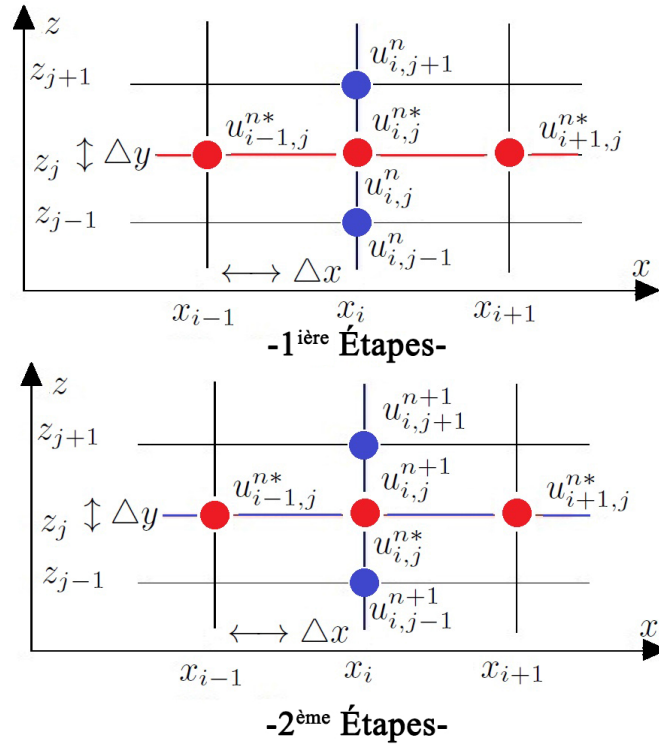


Figure 3.2 – Algorithme de la méthode ADI

Le principe de la méthode ADI est de prendre la dérivée par rapport à z à l'instant k^* (l'instant prochain) et la dérivée par rapport à x à l'instant k (l'instant actuel) cela pour calculer la température à l'instant intermédiaire k^* , cette étape s'appelle "la prédiction". Pour calculer la température à l'instant $k + 1$ on prendra cette fois-ci la dérivée par rapport à z à l'instant k^* (l'instant actuel) et la dérivée par rapport à x à l'instant k ce pour le calcul de la température à l'instant intermédiaire $k + 1$ (l'instant prochain), cette étape s'appelle "la correction". L'algorithme de l'ADI sera donc basé sur les équations suivantes :

$$\frac{T(i, j, k^*) - T(i, j, k)}{\Delta t/2} = -v_z \frac{T(i, j + 1, k^*) - T(i, j - 1, k^*)}{2\Delta z} + \alpha \frac{T(i + 1, j, k) - 2T(i, j, k) + T(i - 1, j, k)}{\Delta x^2} \quad (3.15a)$$

$$\frac{T(i, j, k + 1) - T(i, j, k)}{\Delta t/2} = -v_z \frac{T(i, j + 1, k^*) - T(i, j - 1, k^*)}{2\Delta z} + \alpha \frac{T(i + 1, j, k + 1) - 2T(i, j, k + 1) + T(i - 1, j, k + 1)}{\Delta x^2} \quad (3.15b)$$

Avec $i = 1_c, 2_c, \dots, M_c, M_f, \dots, 2_f, 1_f$; $j = 1, 2, \dots, N$; $k = 0, 1, \dots, K$

3.1.3 Application de l'algorithme de l'ADI

L'application de cet algorithme qui est régi par les équations (3.16) se fera comme suit :

1. On fixe k à 1
2. On fixe j à 1
3. C'est l'étape (1) de l'ADI : On remplit une matrice tri-diagonale A de dimension $((M_c + M_f) \times (M_c + M_f)) = (2M \times 2M)$ et un vecteur B de dimension $(2M \times 1)$ en utilisant l'équation (3.16a) telle que :

$$A = \begin{pmatrix} a_1 & c_1 & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ b_2 & a_2 & c_2 & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & b_3 & a_3 & c_3 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ 0 & 0 & \cdots & b_{2M-1} & a_{2M-1} & c_{2M-1} \\ 0 & 0 & \cdots & 0 & b_{2M} & a_{2M} \end{pmatrix}$$

$$B = \begin{pmatrix} f_1(T_c(1, j-1, k), T_c(1, j, k), T_c(1, j+1, k)) \\ f_2(T_c(2, j-1, k), T_c(2, j, k), T_c(2, j+1, k)) \\ \vdots \\ f_{M-1}(T_c(M-1, j-1, k), T_c(M-1, j, k), T_c(M-1, j+1, k)) \\ f_M(T_c(M, j-1, k), T_c(M, j, k), T_c(M, j+1, k)) \\ f_{M+1}(T_f(M, j-1, k), T_f(M, j, k), T_f(M, j+1, k)) \\ f_{M+2}(T_f(M-1, j-1, k), T_f(M-1, j, k), T_f(M-1, j+1, k)) \\ \vdots \\ f_{2M-1}(T_f(2, j-1, k), T_f(2, j, k), T_f(2, j+1, k)) \\ f_{2M}(T_f(1, j-1, k), T_f(1, j, k), T_f(1, j+1, k)) \end{pmatrix}$$

4. On résous le système $A \cdot X = B$ telle que :

$$X = \begin{pmatrix} T_c(1, j, k^*) \\ T_c(2, j, k^*) \\ \vdots \\ T_c(M-1, j, k^*) \\ T_c(M, j, k^*) \\ T_f(M, j, k^*) \\ T_f(M-1, j, k^*) \\ \vdots \\ T_f(2, j, k^*) \\ T_f(1, j, k^*) \end{pmatrix}$$

5. On calcul $T_c(0, j, k^*)$ et $T_f(0, j, k^*)$ en utilisant l'équation suivante :

$$T_c(0, j, t) = \frac{4T_c(1, j, t) - T_c(2, j, t)}{3} \quad (3.16)$$

$$T_f(0, j, t) = \frac{4T_f(1, j, t) - T_f(2, j, t)}{3} \quad (3.17)$$

6. On calcul $T_c(M+1, j, k^*)$ et $T_f(M+1, j, k^*)$ en utilisant les équations suivantes :

$$T_c(M+1, j, t) = \frac{4T_c(M, j, t)}{3} - \frac{T_c(M-1, j, t)}{3} - \frac{2\Delta x_c N'' \lambda}{3k_{f,c}} - \frac{2\Delta x_c k_m (T_c(M, j, t) - T_f(M, j, t))}{3k_{f,c} \delta_m} \quad (3.18)$$

et

$$T_f(M+1, j, t) = \frac{4T_f(M, j, t)}{3} - \frac{T_f(M-1, j, t)}{3} + \frac{2\Delta x_f N'' \lambda}{3k_{f,f}} + \frac{2\Delta x_f k_m (T_c(M, j, t) - T_f(M, j, t))}{3k_{f,f} \delta_m} \quad (3.19)$$

7. On incréments j et on refait les étapes de 1 à 5 jusqu'à $j = N$, à la fin on obtiendra la distribution de la température à l'instant k^* pour les deux canaux c et f.

8. On passe à l'étape (2) de l'ADI c-à-d. on trouve les températures à l'instant (k+1), pour cela on fixe la ligne i et on remplit encore une matrice tri-diagonale A' de dimension $(N \times N)$ et un vecteur B' de dimension $(N \times 1)$ telle que :

$$A' = \begin{pmatrix} a'_1 & c'_1 & 0 & 0 & \cdots & 0 \\ b'_2 & a'_2 & c'_2 & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & b'_3 & a'_3 & c'_3 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ 0 & 0 & \cdots & b'_{N-1} & a'_{N-1} & c'_{N-1} \\ 0 & 0 & \cdots & 0 & b'_N & a'_N \end{pmatrix}$$

$$B' = \begin{pmatrix} g_1(T_c(i-1, 1, k^*), T_c(i, 1, k^*), T_c(i+1, 1, k^*)) \\ g_2(T_c(i-1, 2, k^*), T_c(i, 2, k^*), T_c(i+1, 2, k^*)) \\ \vdots \\ g_{N-1}(T_c(i-1, N-1, k^*), T_c(i, N-1, k^*), T_c(i+1, N-1, k^*)) \\ g_N(T_c(i-1, N, k^*), T_c(i, N, k^*), T_c(i+1, N, k^*)) \end{pmatrix}$$

9. On résous encore une fois le système $A' \cdot X = B'$ telle que :

$$X = \begin{pmatrix} T_c(i, 1, k+1) \\ T_c(i, 2, k+1) \\ \vdots \\ T_c(i, N-1, k+1) \\ T_c(i, N, k+1) \end{pmatrix}$$

10. On incréments i et on refait les étapes de 7 à 8 jusqu'à $i = M$
11. À l'aide de l'équation (3.17) on calcul les températures $T_c(M+1, j, k+1)$ pour $j = 1, 2, \dots, N$ à la fin on obtiendra la distribution de la température à l'instant $k+1$ pour le canal "c".

12. On refait les étapes de 7 à 10 pour le canal " f ", à la fin on obtiendra la distribution de la température dans le canal " f " à l'instant $k + 1$.
13. On incrémente k et on refait les étapes 1 à 11 jusqu'à $k=K$.

3.2 Simulation

3.2.1 Valeurs numériques des paramètres utilisés dans la simulation

Pour la simulation nous avons pris des valeurs numériques réelles pour les paramètres du procédé. Le tableau ci-dessous contient les valeurs numériques que nous avons prises.

Variable	Définition	Valeur	Unité
$C_{p,c}$	Capacité calorifique du flux d'eau chaud	4180	$\frac{J}{kg \cdot K}$
$C_{p,f}$	Capacité calorifique du flux d'eau froid	3850	$\frac{J}{kg \cdot K}$
d_c	Hauteur du canal " c "	0.15	m
d_f	Hauteur du canal " f "	0.15	m
L	Longueur du canal	0.4	m
M	Nombre de ligne après discrétisation	4	/
M_w	Masse molaire d'eau	0.018	$\frac{kg}{mol}$
R	Constante des gaz parfaits	8.3143	$\frac{J}{mol \cdot K}$
r	Rayon du pore de la membrane	0.6×10^{-6}	m
$T_{c,in}$	Température d'entrée du canal " c "	60	$^{\circ}C$
$T_{f,in}$	Température d'entrée du canal " f "	20	$^{\circ}C$
δ_m	Épaisseur de la membrane	100×10^{-6}	m
ε	Porosité de la membrane	0.75	/
ρ_{NaCl}	Densité de l'eau de mer	1035	$\frac{kg}{m^3}$
ρ_w	Densité d'eau pure	998.2	$\frac{kg}{m^3}$
λ	Chaleur latente de l'eau	2.426×10^6	$\frac{J}{kg}$
η_v	Viscosité de la vapeur d'eau	9.29×10^{-9}	$\frac{N \cdot s}{m^2}$
χ	Tortuosité de la membrane	1.35	/

Table 3.1 – Valeurs numériques des paramètres, leurs unités et leurs définitions pour l'étude en régime dynamique

Le tableau 3.1 donne la définition des paramètres ayant une valeur numérique, tout en spécifiant leurs valeurs et leurs unités. Vous trouverez un autre tableau à la fin du chapitre qui donne la définition de tous les paramètres et leurs unités même s'ils ont pas une valeur numérique.

3.2.2 Résultats des simulations

A-Distribution de la température en régime permanent :

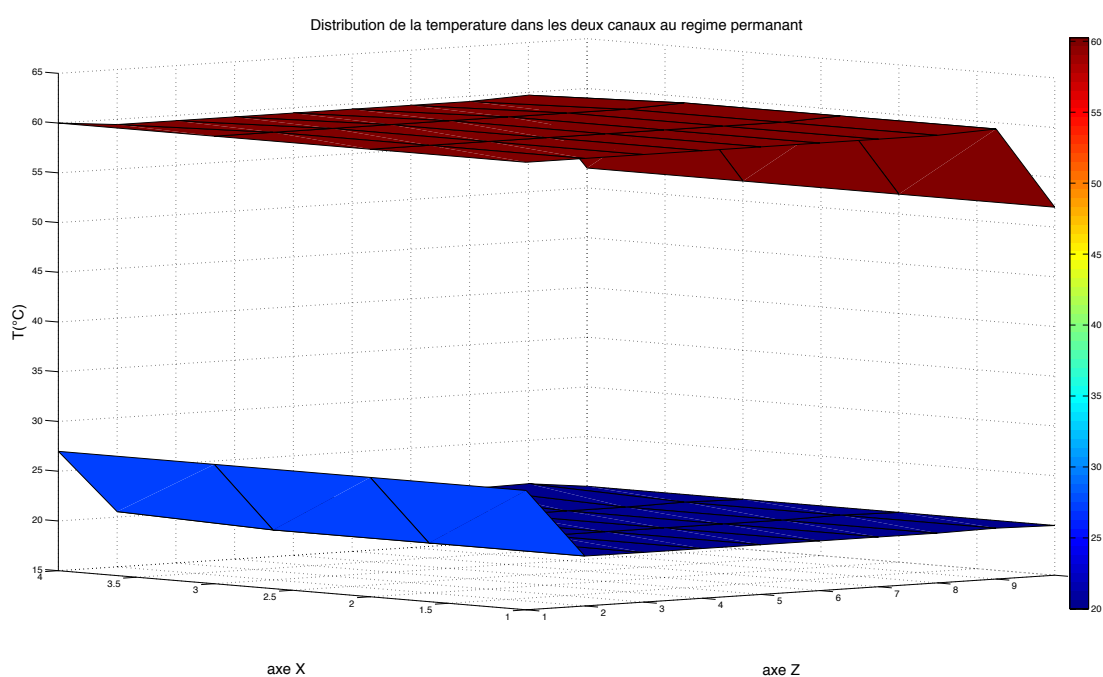


Figure 3.3 – Distribution de la température dans les deux canaux au régime permanent

La figure 3.3 représente la distribution de la température dans les deux canaux chaud et froid du système de dessalement DCMD au régime permanent c-à-d. après la stabilisation du système. La figure 3.3 est de forme identique à celle de la figure 2.4 (chapitre 2) la ou on remarque le gradient de température créé par le transfert de chaleur entre les deux canaux chaud et froid. La seule différence entre ces deux figure est que dans la figure 3.3 les gradients de températures dans le canal "c" et dans le canal "f" ne sont pas alignés cela est due au faite qu'on a inverser le sens d'écoulement des deux flux liquides du système.

B-Évolution de la température de deux points sur les deux surfaces de la membrane dans le temps :

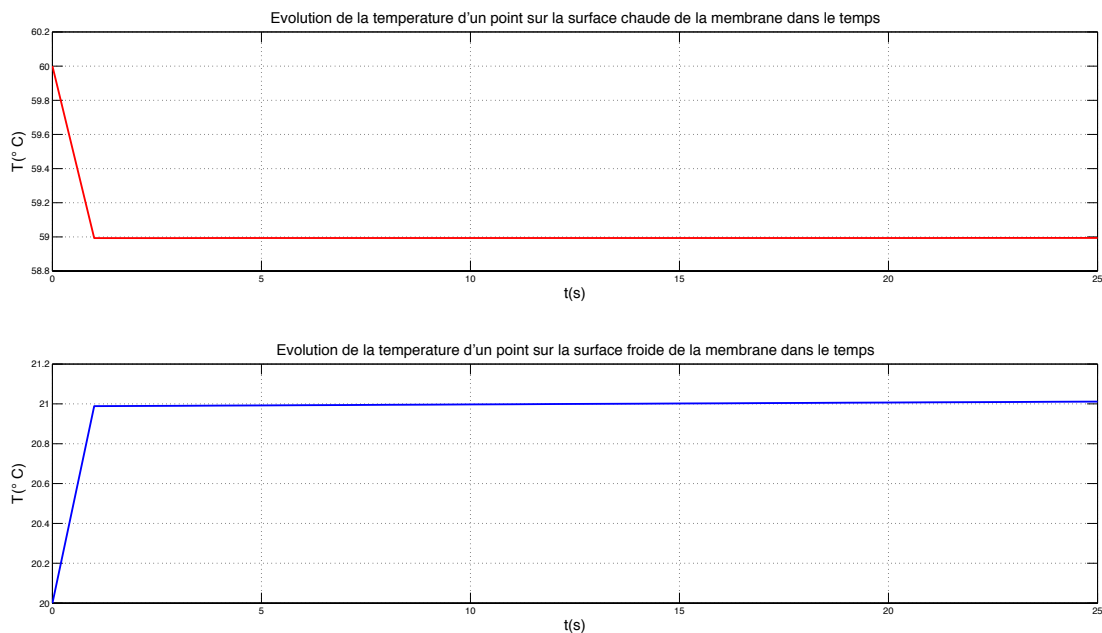


Figure 3.4 – Évolution de la température de deux points sur les deux surfaces de la membrane dans le temps :

La figure 3.4 représente l'évolution de la température des deux surface de la membrane dans le temps. On remarque que la température de la surface chaude diminue sous l'effet de la température du liquide circulant dans le canal " f " jusqu'à atteindre l'équilibre dans environs 1.5s. De même, la température de la surface froide augmente sous l'effet de la température du liquide circulant dans le canal " c " et atteint l'équilibre dans environs le même temps que la surface chaude.

Il est à savoir que pour avoir un résultat si précis nous avons diminué l'étape de temps dt à 10^{-5} . Il est à savoir que dans le cas ou on augmente l'étape de temps dt la figure 3.4 gardera la même forme mais on remarque la présence des oscillations.

C-Influence de la vitesse d'écoulement des deux flux liquides sur la production d'eau pure du système :

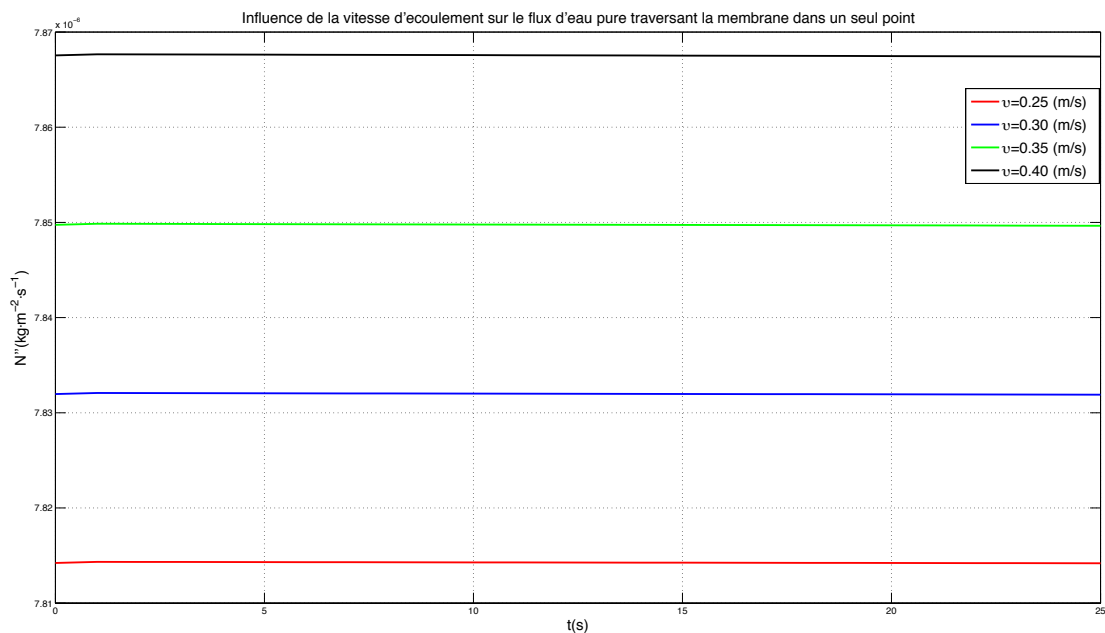


Figure 3.5 – Influence de la vitesse d'écoulement des deux flux liquides sur la production d'eau pure du système dans un point de la membrane

La figure 3.5 montre l'influence de la vitesse d'écoulement des deux flux liquides sur le flux massique N'' traversants la membrane et donc sur la production d'eau pure du système. On remarque que plus la vitesse d'écoulement des deux flux liquide chaud et froid augmente plus le rendement du système augmente. Voilà donc une deuxième alternative pour améliorer la production d'eau pure d'un système de dessalement par DCMD.

D-Influence de la porosité de la membrane sur le rendement du système :

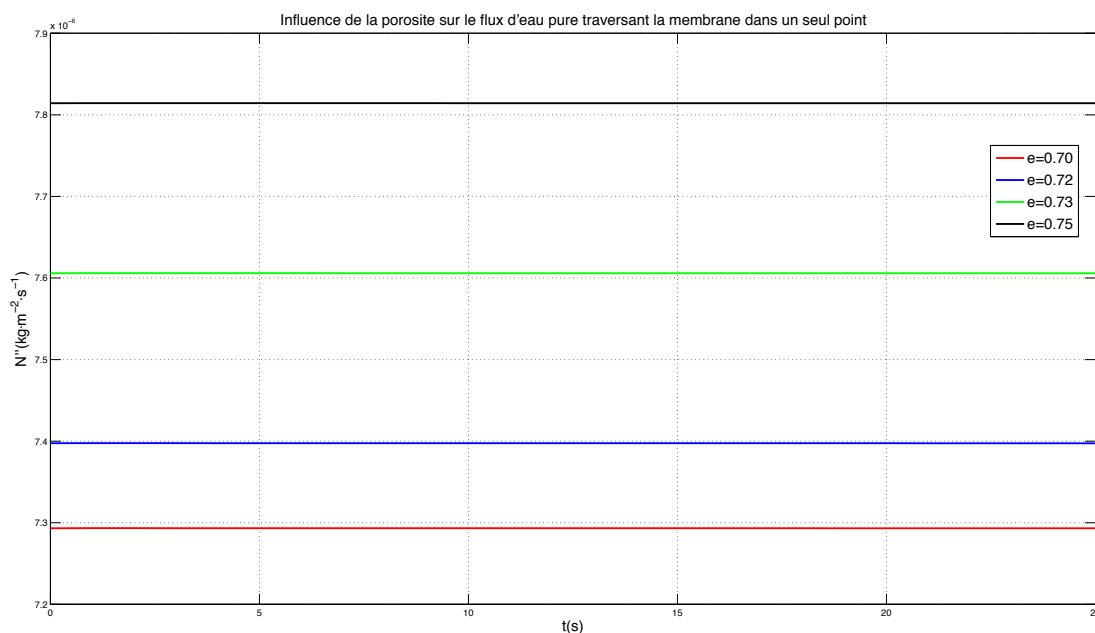


Figure 3.6 – Influence de la porosité de la membrane sur le rendement du système

Comme on le voit sur la figure 3.6, plus la membrane est poreuse plus la production d'eau pure du système DCMD est grande. Ceci est totalement logique vu que plus la membrane contient des pores plus de vapeur d'eau travers la membrane est donc le système produit une grande quantité d'eau pure.

La porosité de la membrane est une autre alternative pour augmenter la production d'eau pure du système DCMD, mais contrairement au point précédent celle-ci est directement liée au développement des technologies des membranes.

3.3 Conclusion

Dans ce chapitre, notre but était d'aboutir à l'évolution de la distribution de la température dans le temps. Pour atteindre cet objectif, nous avons partagé le travail en plusieurs étapes. Tout d'abord nous avons schématisé le système de dessalement par DCMD qui se consiste de deux canaux d'eau, un canal chaud contenant de l'eau salée et un canal froid contenant de l'eau pure, séparés par une membrane hydrophobe poreuse. Le transfert de chaleur entre les deux canaux engendre une différence de température au niveau des deux côtés de la membrane séparatrice. Cette différence de température crée une différence de pression qui est la source d'une force motrice responsable du transfert de l'eau qui s'évapore au niveau de la surface chaude de la membrane vers canal "f".

Ensuite nous avons modélisé le flux massique traversant la membrane qui est le produit de la différence de pression de saturation entre les deux côtés de la membrane et d'un coefficient appelé coefficient de la membrane. L'étape suivante était de pouvoir trouver une formulation du coefficient de la membrane, que nous avons posé comme étant le modèle de Knudsen uniquement, afin de simplifier un peu l'étude vu l'introduction de la variable temps dans ce chapitre. Après cela nous avons cherché l'équation générale qui régit ce type de transfert de chaleur. Cette équation est une équation différentielle aux dérivées partielles à cinq variables (T, x, y, z, t) . Afin de simplifier l'étude encore plus nous avons supposé que les paramètres qui étaient dépendants de la température dans le chapitre précédent sont constants cette fois-ci et que les deux flux liquides aient un sens différent d'écoulement. De plus nous avons pris un nombre d'hypothèses qui ont simplifié énormément l'équation du transfert de chaleur, mais celle-ci est toujours difficile à résoudre analytiquement vu la présence des dérivées partielles.

Pour trouver la distribution de la température à l'intérieur du système, nous étions obligés de résoudre l'équation différentielle aux dérivées partielles et donc de recourir à des méthodes numériques. Pour cela nous avons choisi comme approche une méthode appelée "Alternating direction Implicit (ADI)" qui est une méthode très performante du point de vue

mémoire, rapidité et précision. Dans cette méthode nous avons utilisé aussi des approximations pour les dérivées partielles afin de discrétiser le système et de transformer les équations différentielles aux dérivées partielles en des équations différentielles ordinaires. Pour remédier au problème du changement de direction de l'ADI à chaque pas dans le temps nous avons introduit un temps intermédiaire entre chaque deux instants successifs k et $k + 1$. Finalement cette méthode nous a permis de trouver l'évolution de la température dans le temps et de voir sa forme en régime permanent.

3.4 Nomenclature

Variable	Définition	Unité
c_m	coefficient de la membrane	$\frac{kg}{m^2 \cdot Pa \cdot s}$
$C_{p,c}$	Capacité calorifique du flux d'eau chaud	$\frac{J}{kg \cdot K}$
$C_{p,f}$	Capacité calorifique du flux d'eau froid	$\frac{J}{kg \cdot K}$
d_c	Hauteur du canal " c "	m
d_f	Hauteur du canal " f "	m
$k_{f,c}$	Conductivité thermique du flux chaud	$\frac{J}{s \cdot m \cdot K}$
$k_{f,f}$	Conductivité thermique du flux froid	$\frac{J}{s \cdot m \cdot K}$
k_m	Conductivité thermique de la membrane hydrophobe poreuse	$\frac{J}{s \cdot m \cdot K}$
L	Longueur du canal	m
M	Nombre de ligne après discretisation	/
M_w	Masse molaire d'eau	$\frac{kg}{mol}$
N''	Flux d'eau pure	$\frac{kg}{m^2 \cdot s}$
N	Productivité en eau pure	$\frac{kg}{s}$
P_1^{sat}	Pression de saturation sur la surface chaude de la membrane	Pa
P_2^{sat}	Pression de saturation sur la surface froide de la membrane	Pa
P_m	Pression moyenne de saturation	Pa
P_w^{sat}	Pression de saturation d'eau pure	Pa
R	Constante des gaz parfaits	$\frac{J}{mol \cdot K}$
r	Rayon du pore de la membrane	m
t	Le temps	s
$T_{c,in}$	Température d'entrée du canal " c "	$^{\circ}C$
$T_{f,in}$	Température d'entrée du canal " f "	$^{\circ}C$

T_m	Température moyenne sur la membrane	$^{\circ}C$
v_c	vitesse d'écoulement du flux chaud	$\frac{m}{s}$
v_f	vitesse d'écoulement du flux froid	$\frac{m}{s}$
δ_m	Épaisseur des la membrane	m
ε	Porosité de la membrane	/
Δx_c	Accroissement entre deux ligne dans le canal " c "	m
Δx_f	Accroissement entre deux ligne dans le canal " f "	m
ρ_c	Densité de l'eau de mer	$\frac{kg}{m^3}$
ρ_f	Densité de l'eau pure	$\frac{kg}{m^3}$
λ	Chaleur latente de l'eau	$\frac{J}{kg}$
η_v	Viscosité de la vapeur d'eau	$\frac{N \cdot s}{m^2}$

Table 3.2 – Variables employées dans le chapitres 3

Conclusion général :

Pour conclure on va rappeler la globalité du travail fait lors de ce mémoire de fin d'étude. Ce travail a été partagé en deux parties. La première partie a comme objectif la détermination de la distribution de la température à l'intérieur d'un système de dessalement par distillation avec contact membranaire direct en régime statique. Pour aboutir à cet objectif, nous avons partagé le travail en plusieurs étapes. Tout d'abord nous avons schématisé le système de dessalement par DCMD qui se consiste de deux canaux d'eau, un canal chaud contenant de l'eau salée et un canal froid contenant de l'eau pure, séparés par une membrane hydrophobe poreuse. Le transfert de chaleur entre les deux canaux engendre une différence de température au niveau des deux côtés de la membrane séparatrice. Cette différence de température crée une différence de pression qui est la source d'une force motrice responsable du transfert de l'eau qui s'évapore au niveau de la surface chaude de la membrane vers canal "f".

Ensuite nous avons modélisé le flux massique traversant la membrane qui est le produit de la différence de pression de saturation entre les deux côtés de la membrane et d'un coefficient appelé coefficient de la membrane. Dans cette étape nous avons aussi posé une formulation du coefficient de la membrane comme étant la somme de deux coefficients de transfert de masse, le modèle de Knudsen et le modèle de Poiseuille. Après cela nous avons cherché l'équation générale qui régit ce type de transfert de chaleur. Cette équation est une équation différentielle aux dérivées partielles à cinq variables (T, x, y, z, t) . Nous avons ensuite pris un nombre d'hypothèses qui ont simplifié énormément l'équation du transfert de chaleur, mais celle-ci est toujours difficile à résoudre analytiquement vu la présence des dérivées partielles. Pour aboutir à la distribution de la température à l'intérieur du système, nous étions obligés de résoudre l'équation différentielle aux dérivées partielles et donc de recourir à des méthodes numériques. Pour cela nous avons choisi comme approche une méthode appelée "Méthode Of Lines (MOL)" qui est une combinaison de la méthode des différences finies et la méthode de Runj-Kutta 4. La méthode des différences finies nous a permis de transformer l'équation différentielle aux dérivées partielles en un système d'équations diffé-

rentielles ordinaires en utilisant des approximations discrètes pour les dérivées partielles. La méthode de Runj-kutta 4 nous a permis de résoudre le système d'équation différentielles ordinaires. Il est à préciser que nous avons résolu le système d'équation en prenant en compte que certains paramètres sont fonction de la température afin de s'approcher encore plus de la réalité. Finalement, nous avons aboutis à la distribution de la température à l'intérieur du système. Cette distribution de la température nous a permis d'étudier l'influence d'un nombre de paramètres sur le rendement du système. Les résultats que nous avons trouvés dans cette partie nous ont incité à étudier le comportement du système dans le régime dynamique c-à-d. de voir comment la distribution de la température se comporte avant de se stabiliser.

La deuxième partie de ce travail vise à déterminer la distribution de la température à l'intérieur d'un système de dessalement par distillation avec contact membranaire direct en régime dynamique. Pour atteindre cet objectif, nous avons partagé le travail en plusieurs étapes. Tout d'abord nous avons schématisé le système de dessalement par DCMD qui se consiste de deux canaux d'eau, un canal chaud contenant de l'eau salée et un canal froid contenant de l'eau pure, séparés par une membrane hydrophobe poreuse. Le transfert de chaleur entre les deux canaux engendre une différence de température au niveau des deux côtés de la membrane séparatrice. Cette différence de température crée une différence de pression qui est la source d'une force motrice responsable du transfert de l'eau qui s'évapore au niveau de la surface chaude de la membrane vers canal " f".

Ensuite nous avons modélisé le flux massique traversant la membrane qui est le produit de la différence de pression de saturation entre les deux côtés de la membrane et d'un coefficient appelé coefficient de la membrane. L'étape suivante était de pouvoir trouver une formulation du coefficient de la membrane, que nous avons posé comme étant le modèle de Knudsen uniquement, afin de simplifier un peu l'étude vu l'introduction de la variable temps dans ce chapitre. Après cela nous avons cherché l'équation générale qui régit ce type de transfert de chaleur. Cette équation est une équation différentielle aux dérivées partielles à cinq variables (T, x, y, z, t) . afin de simplifier l'étude encore plus nous avons supposé que les paramètres

qui étaient dépendants de la température dans le chapitre précédent sont constants cette fois-ci et que les deux flux liquides avais un sens différent d'écoulement. De plus nous avons pris un nombre d'hypothèses qui ont simplifié énormément l'équation du transfert de chaleur, mais celle-ci est toujours difficiles à résoudre analytiquement vu la présence des dérivées partielles.

Pour trouver la distribution de la température à l'intérieur du système, nous étions obligés de résoudre l'équation différentielle aux dérivées partielles et donc de recourir à des méthodes numériques. Pour cela nous avons choisi comme approche une méthode appelé "Alternating direction Implicit (ADI)" qui est une méthode très performante du point de vue mémoire, rapidité et précision. Dans cette méthode nous avons utilisé aussi des approximations pour les dérivées partielles afin de discrétiser le système et de transformer les équations différentielles aux dérivées partielles en des équations différentielles ordinaires. Pour remédier au problème du changement de direction de l'ADI à chaque pas dans le temps nous avons introduit un temps intermédiaire entre chaque deux instants successifs k et $k + 1$. Au final cette méthode nous a permis de trouver l'évolution de la température dans le temps et de voir sa forme en régime permanent.

Grace au travail lors des deux parties de ce mémoire nous avons pu déterminer la distribution de la température dans un système de dessalement par DCMD c-à-d. d'avoir une information sur la température de tout les points à l'intérieurs du système vu qu'il est impossible de le faire avec des capteurs. Cette distribution de la température nous a permis d'étudier l'influence d'un nombre de paramètre sur le fonctionnement du système spécialement sur sa production d'eau pure. De plus cette distribution de la température permet de superviser le système afin de prédire certains dysfonctionnements telle que l'encrassement de la membrane (fouling).

L'objet de notre prochaine étude est d'appliquer la théorie des observateurs d'état pour déterminer la distribution de la température dans un système de dessalement par DCMD, et de la comparer avec les résultat trouver dans ce mémoire.

Bibliographie

- [1] I.C. Karagiannis, P.G. Soldatos, "Water desalination cost literature : review and assessment, Desalination" 223 (2008) 448–456.
- [2] National Research Council, "Committee on Advancing Desalination Technology, Desalination, A National Perspective", The National Academies Press, Washington, D.C., 2008.
- [3] G. Micale, A. Cipollina, and L. Rizzui, "Seawater Deslination for Freshwater Production, Seawater Desalination, Conventional and Renewable Energy Processes", G. Micale, A. Cipollina, and L. Rizzui (Ed.), Springer, Heidelberg, Germany, (2009).
- [4] National Research Council, "Committee to Review the Desalination and Water Purification Technology Roadmap, Review of the Desalination and Water Purification Technology Roadmap", The National Academies Press, Washington, D.C., www.nap.edu/catalog/10912.html, 2004.
- [5] J. McGeown, Personal Communication, 5 Mars (2012).
- [6] www.grida.no/grphicslib/detail/increasedglobalwaterstress_5694 , Rekacewicz, Philippe.
- [7] Kerschner, M. Edward, and M W. Peterson, "Peak Water : The Preeminent 21st Century Commodity Story", Morgan Stanley Smith Barney Global Investment Committee, , (2011).
- [8] Global Water Intelligence, Mars, (2010).
- [9] The World Health Organization, "Water Facts and Water Stories from Across the Globe 2010", www.theworldwater.org/water_thefacts.php

- [10] Pankratz, Tom, "IDA Desalination Yearbook 2010-2011, for Global Water Intelligence, Media Analytics", Ltd. Publishers, Oxford, United Kingdom, (2010).
- [11] Pankratz, Tom, "IDA Desalination Yearbook 2011-2012, for Global Water Intelligence, Media Analytics", Ltd. Publishers, Oxford, United Kingdom, (2011).
- [12] Techniques de l'ingénieurs, Patrick DANIS, "Dessalement de l'eau de mer", J2 700
- [13] Techniques de l'ingénieurs, Hélène ROUX de BALMANN, "Électrodialyse", J2 840
- [14] W. Jury and H. Vaux, "The emerging global water crisis : Managing scarcity and conflict between water users", *Adv. Agronomy* 95, 1–76 (2007).
- [15] A. G. Fane, "Membranes for water production and wastewater reuse", *Desalination* 106(1), 1–9 (1996).
- [16] R.W. Schofield, A.G. Fane and C. J. Fell, "Heat and mass transfer in membrane distillation", *J. Membr. Sci* 33, 299–313 (1987).
- [17] K. W. Lawson and D. R. Lloyd, "Membrane distillation", *J. Membr. Sci* 124(1), 1–25 (1997).
- [18] B. R. Bodell, "Silicone rubber vapor diffusion in saline water distillation", U.S Patent 285 032 (1963)
- [19] J. Phattaranawik, R. Jiratananon, A. G. Fane and C. Halim, "Mass flux enhancement using spacer filled channels in direct contact membrane distillation", *J. Membr. Sci* 187(1–2), 193–201 (2001).
- [20] "Desalination, Water from Water", Edited by Jane Kucera, Scrivener Publishing (2014)
- [21] R.M. Felder, R.W. Rousseau, "Elementary Principles of Chemical Processes", troisième édition, John Wiley and Sons, New York 2000.
- [22] K.W. Lawson, D.R. Lloyd, "Membrane distillation", *J. Membr. Sci.* 124 (1997) 1–25.
- [23] L. Martínez-Díez, M.I. Vázquez-González, "Temperature and concentration polarization in membrane distillation of aqueous salt solutions", *J. Membr. Sci.* 156 (1999) 265–273.

- [24] S.B. Iversen, V.K. Bhatia, K. Dam-Jphasen, G. Jonsson, "Characterization of microporous membranes for use in membrane contactors", *J. Membr. Sci.* 130 (1997) 205–217.
- [25] Richard M. Felder , Ronald W. Rousseau, "Elementary principales of chemical process", troisième édition. 2005
- [26] J.O. Wilkes, "Fluid Mechanics for Chemical Engineers", Prentice-Hall PTR, New Jersey, 1999.
- [27] R.W. Schofield, A.G. Fane, C.J.D. Fell, "Heat and mass transfer in membrane distillation", *J. Membr. Sci.* 33 (1987) 299–313.
- [28] H. Ozbek, S.L. Phillips, "Thermal conductivity of aqueous sodium chloride solutions form 20 to 300° C", *J. Chem. Eng. Data* 25 (1980) 263-267.