

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE  
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE  
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE D'ALGER



*Département d'automatique*

***Mémoire de MASTER en Automatique***

**THÈME**

**Supervision d'un système de dessalement par  
distillation avec contact membranaire direct (DCMD)  
en utilisant les observateurs d'état à entrée inconnue**

*Proposé et dirigé par :*

***Pr. M.S.Boucherit***

***Mr. M.Chakir***

*Étudier par :*

***Talamali Mohamed Salah Eddine***

\_\_\_\_ JUN 2015 \_\_\_\_

# 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

<b>1</b>	<b>Introduction</b>	<b>9</b>
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
<b>2</b>	<b>Supervision d'un système de dessalement par distillation membranaire avec contact direct en régime statique en utilisant les observateurs d'état à entrée inconnue</b>	<b>30</b>
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	Modélisation des équations différentielles du système	35
2.1.4	Vue sur les paramètres dépendant de la température	38
2.1.5	Transformation des équations différentielles aux dérivée partielles en modèle d'état	39
2.1.6	Synthèse de l'observateur d'état	43
2.2	Simulations	47
2.2.1	Résultats des simulations	49

2.3 Conclusion . . . . .	53
Bibliographie . . . . .	55
Nomenclature . . . . .	58

# 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	Schématisation des sous systèmes en cascade . . . . .	42
2.4	Maillage de la distribution de la température . . . . .	47
2.5	Distribution de la température dans les deux canaux . . . . .	49
2.6	Erreur d'observation sur les températures de la colonne 2 du maillage dans le canal "c" . . . . .	50
2.7	Erreur d'observation sur les températures de la colonne 1 du maillage dans le canal "c" . . . . .	50
2.8	Erreur d'observation sur les températures de la colonne 2 du maillage dans le canal "f" . . . . .	51
2.9	Erreur d'observation sur les températures de la colonne 1 du maillage dans le canal "f" . . . . .	51
2.10	Erreur d'observation sur les températures des deux surface de la membrane sur la colonne 2 du maillage . . . . .	52
2.11	Erreur d'observation sur les températures des deux surface de la membrane sur la colonne 2 du maillage . . . . .	52



# 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.

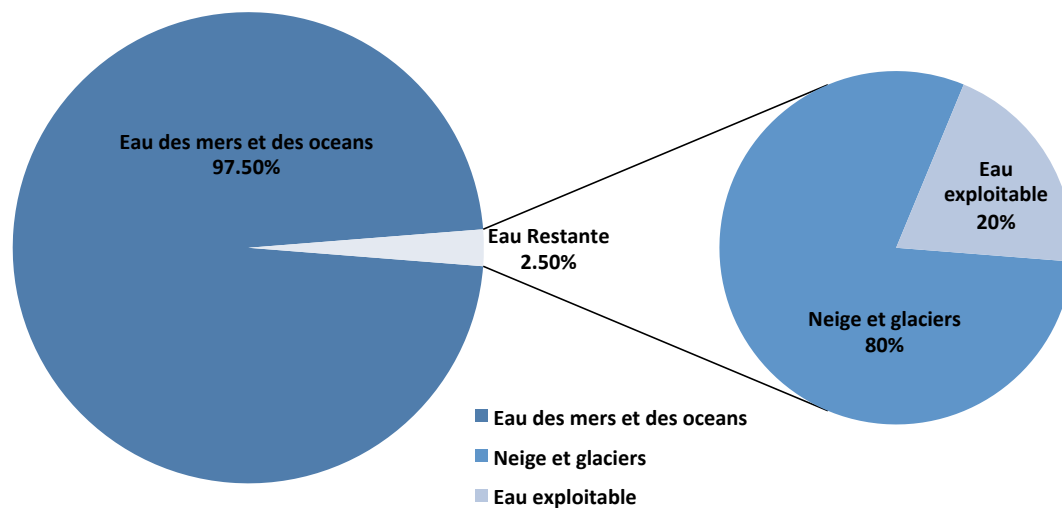


Figure 1.1 – Répartition de l'eau dans le monde

### 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.

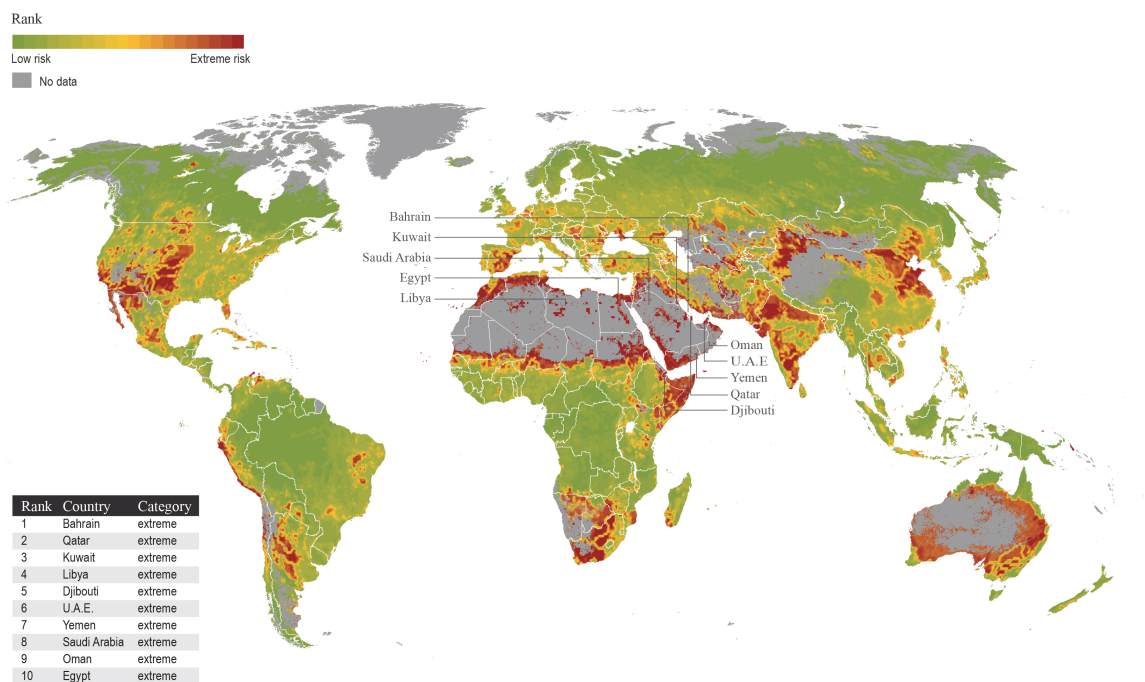


Figure 1.2 – stress d’eau dans le monde

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].

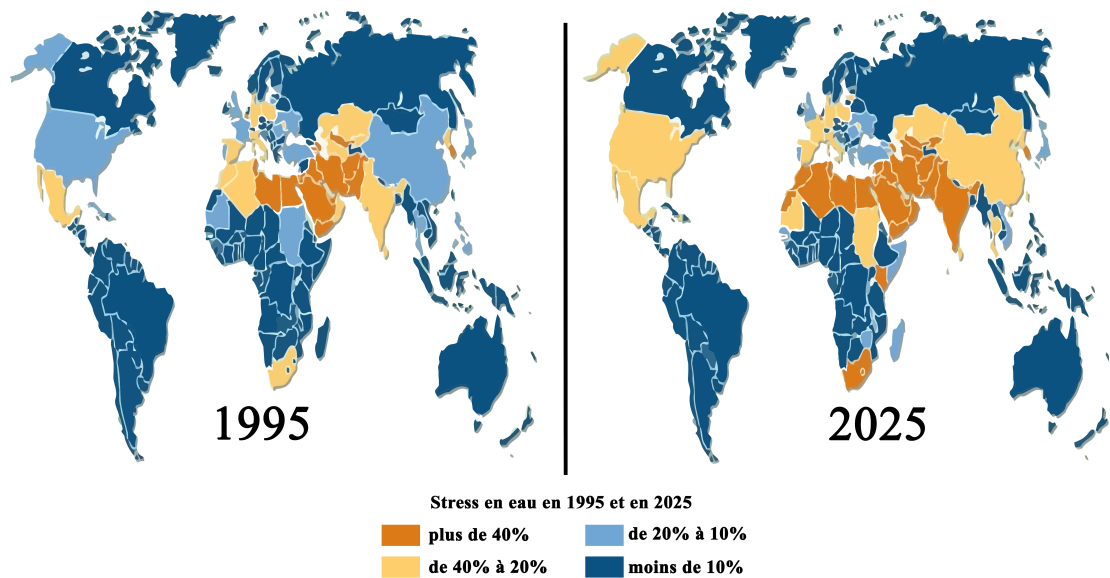


Figure 1.3 – stress d’eau dans le monde en 1995 et en 2025

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.

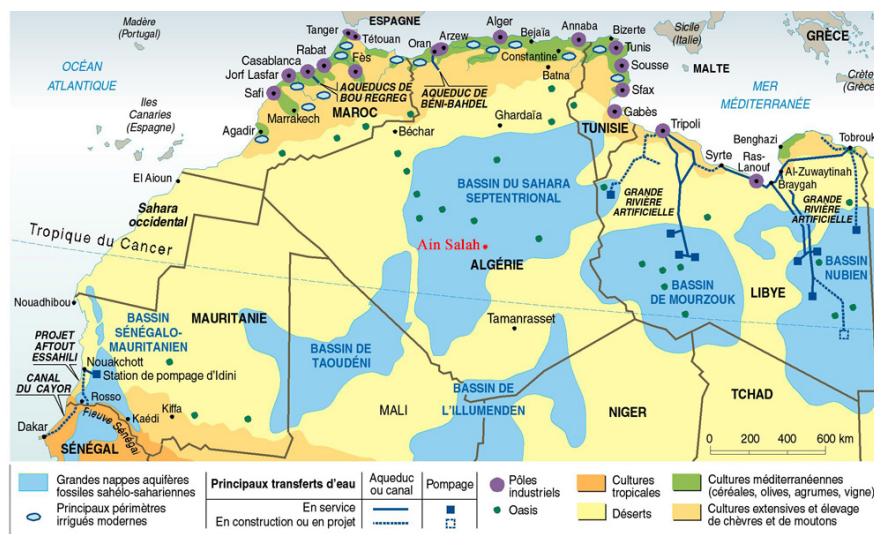


Figure 1.4 – Nappe d’eau du nord africain

### 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].

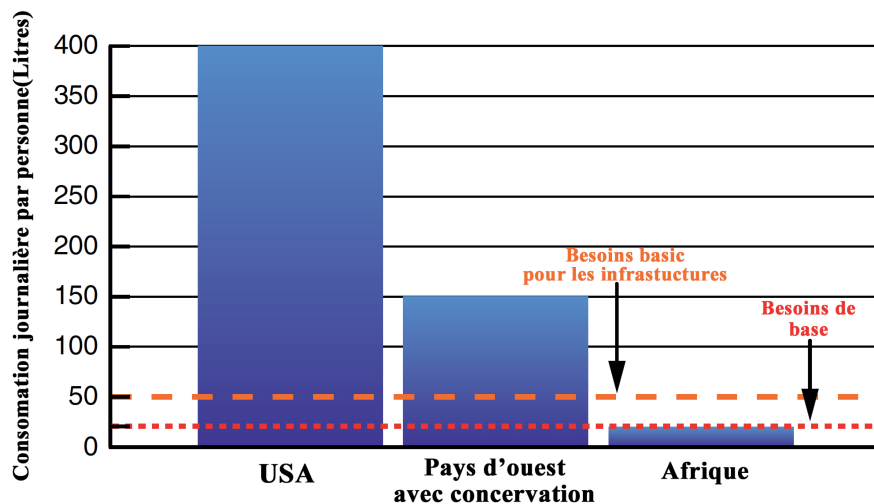


Figure 1.5 – Consommation journalière par région [3,9]

## 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.

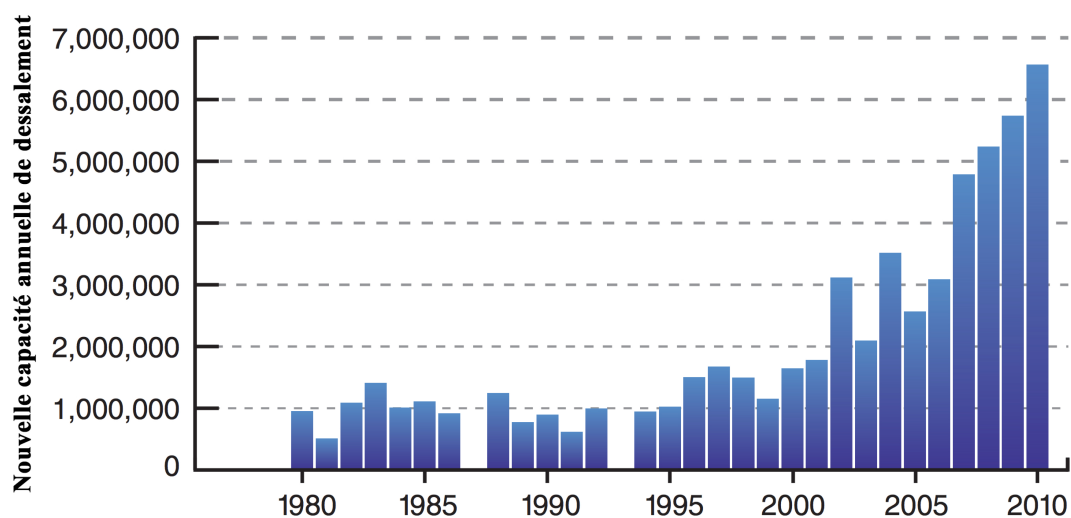


Figure 1.6 – Nouvelle capacité d'eau produite par dessalement en  $m^3/j$

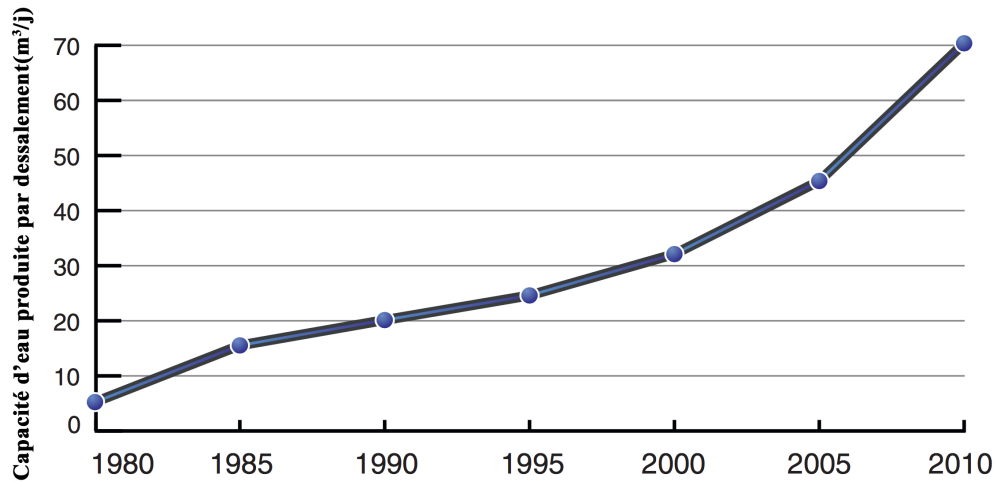


Figure 1.7 – Évolution de la capacité total d'eau produite par dessalement en  $m^3/j$

### 1.2.1 Schema général d'une installation de dessalement

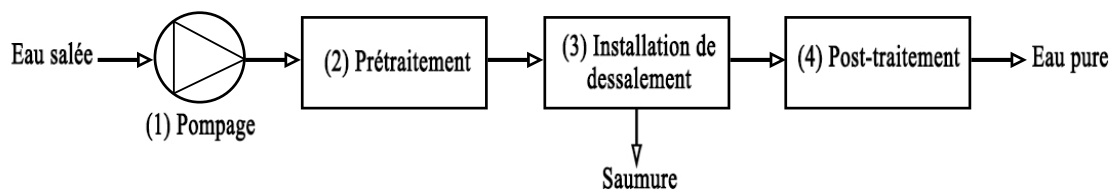


Figure 1.8 – Schema général d'une installation de dessalement

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  $\text{Ca(OH)}_2$  ou du  $\text{CaCO}_3$ .
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].

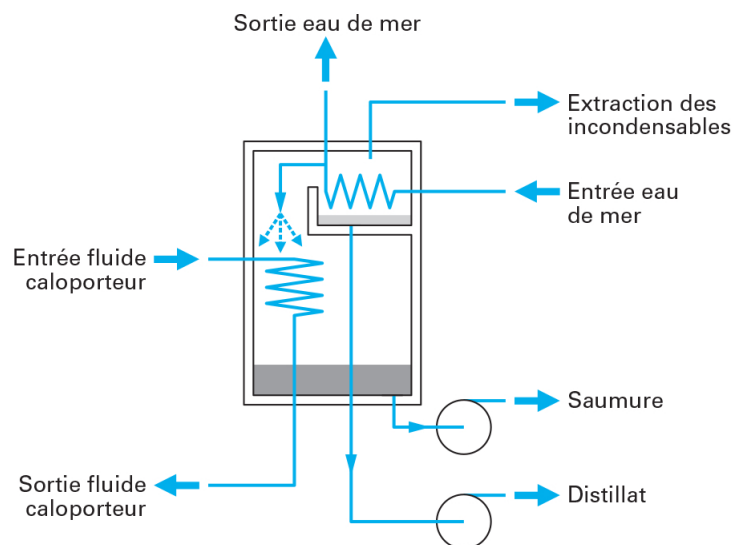


Figure 1.9 – Distillation à simple effet

## 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].

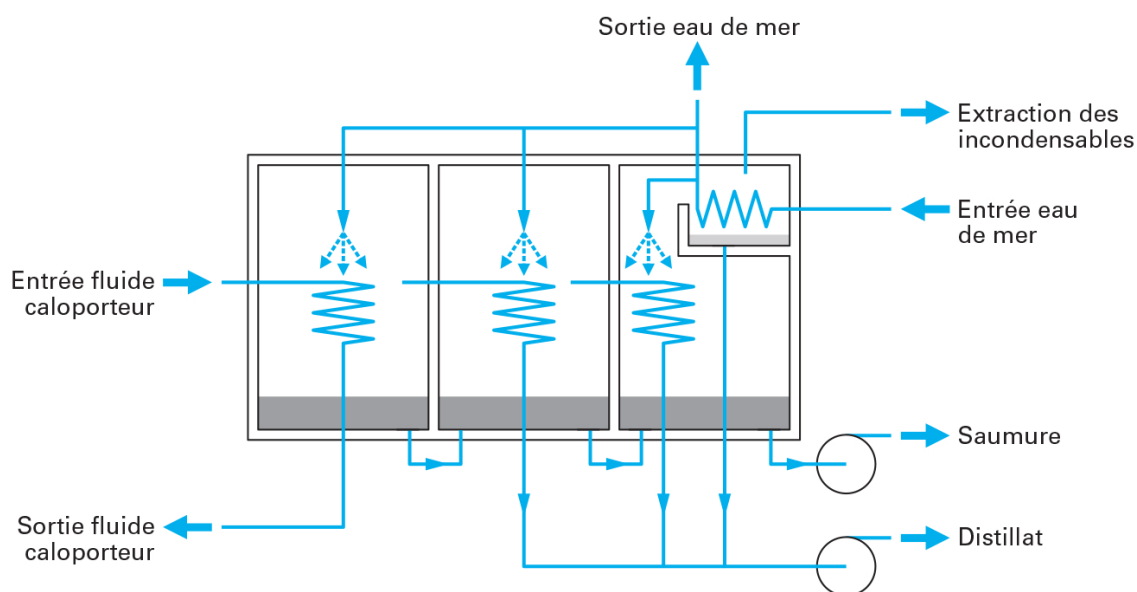


Figure 1.10 – Distillateurs à effets multiples

## 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].

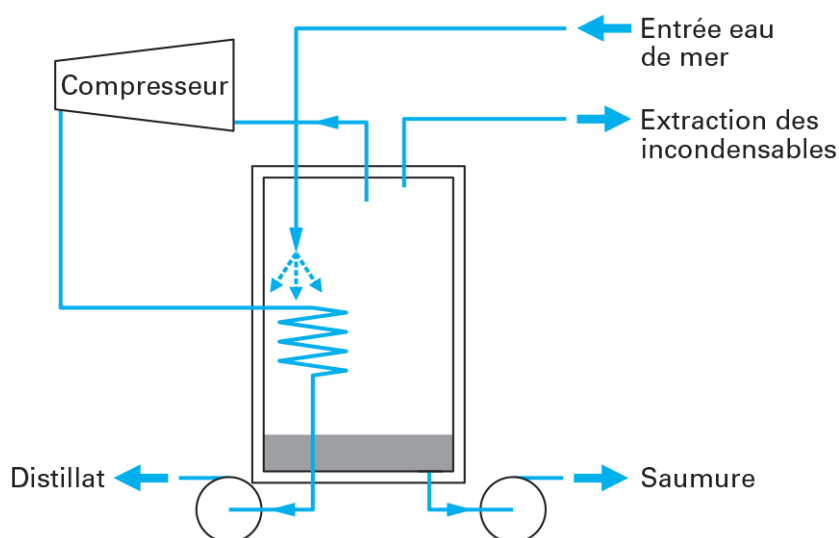


Figure 1.11 – Distillation par compression de vapeur

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 décharges 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 :

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

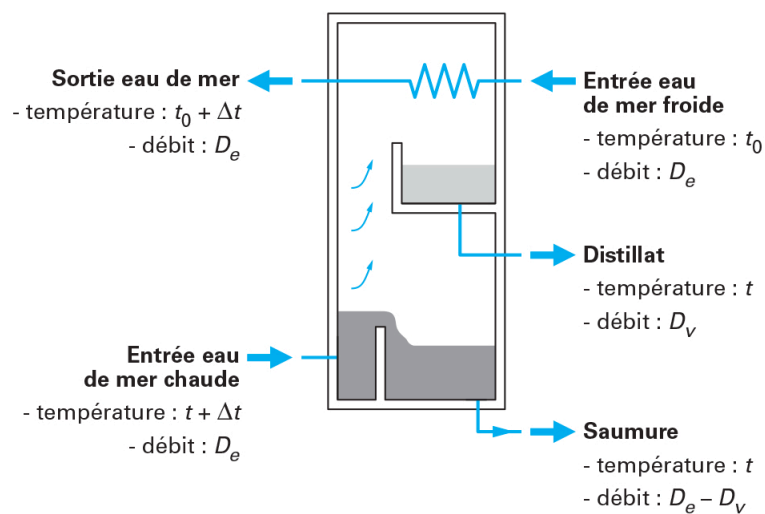


Figure 1.12 – Échanges thermiques dans une cellule d'un distillateur à détentes successives

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  $115 \text{ °C}$  [12].

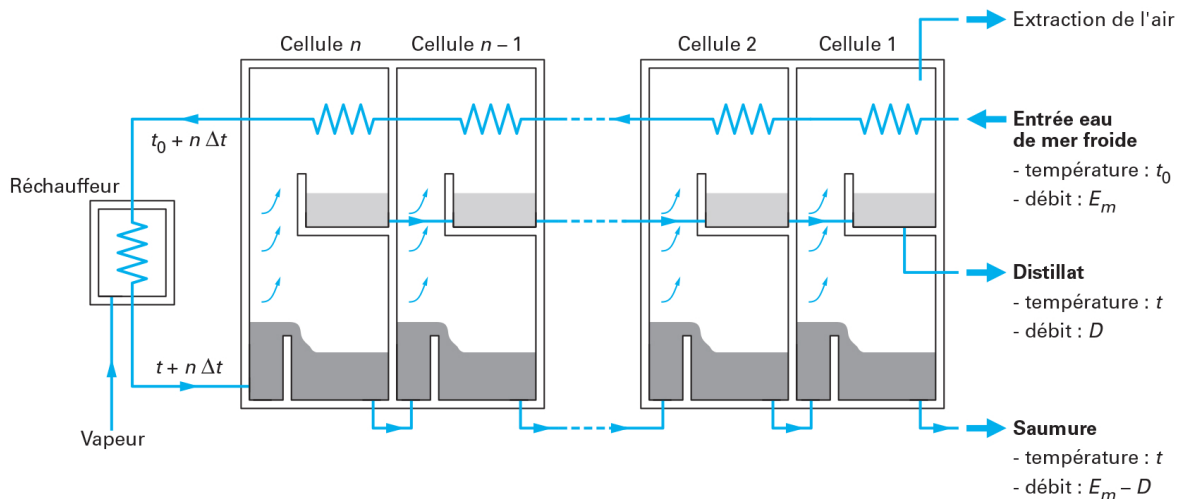


Figure 1.13 – Distillation à détentes successives

### 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].

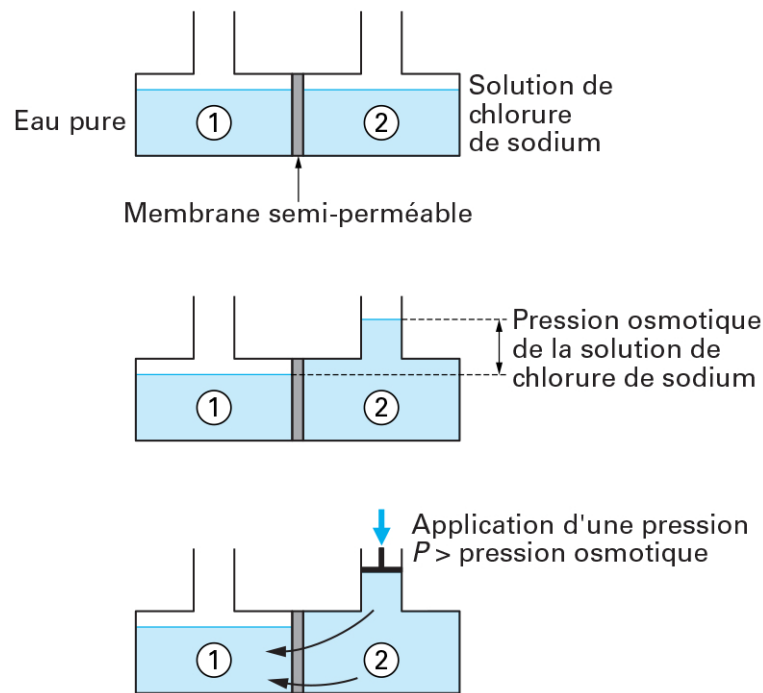


Figure 1.14 – Principe de l’osmose inverse

### 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].

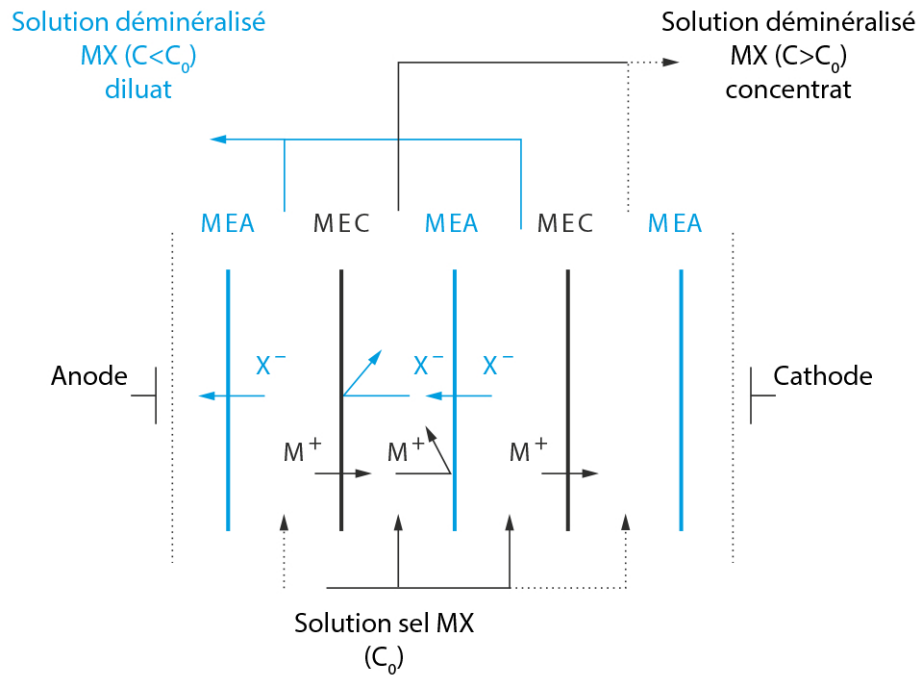


Figure 1.15 – Schema de l'Electrodialyse

### 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 .

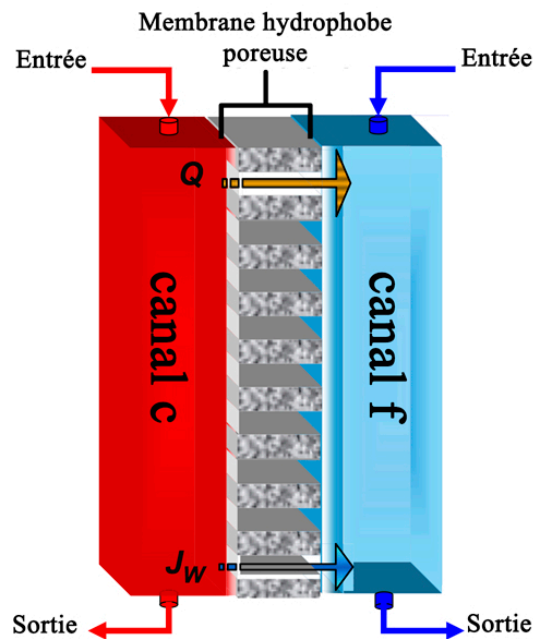


Figure 1.16 – Schema de la DCMD

## 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].

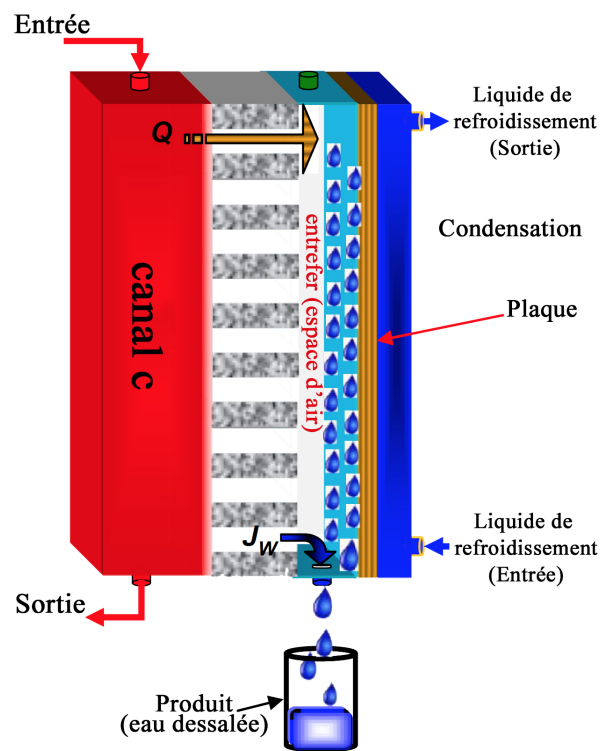


Figure 1.17 – Schema de l'AGMD

### 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].

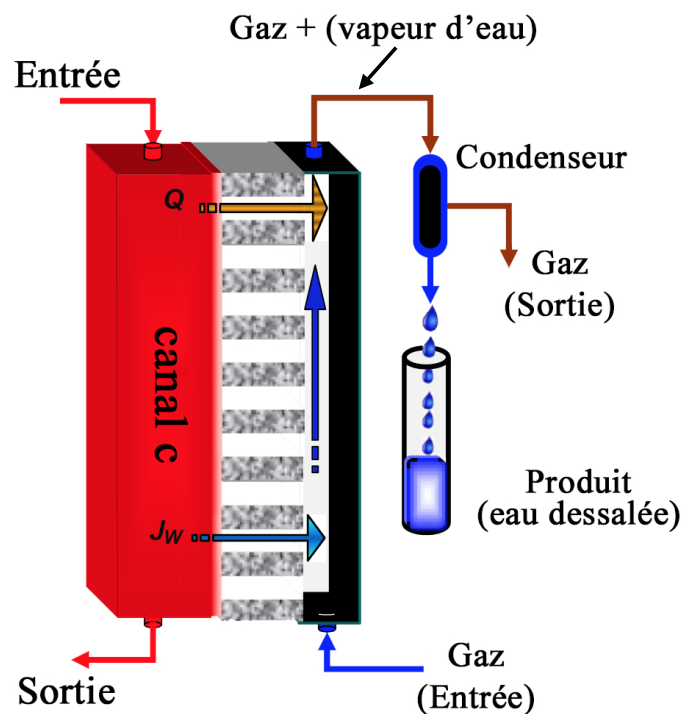


Figure 1.18 – Schema de l' SGMD

#### 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].

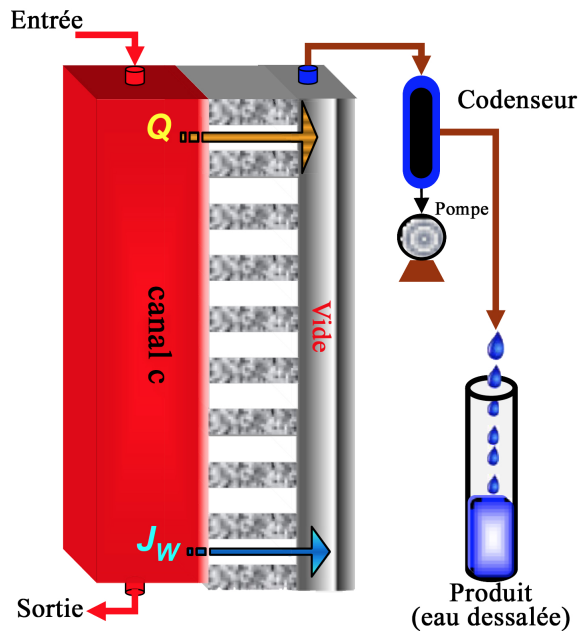


Figure 1.19 – Schema de l'VMD

## 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.

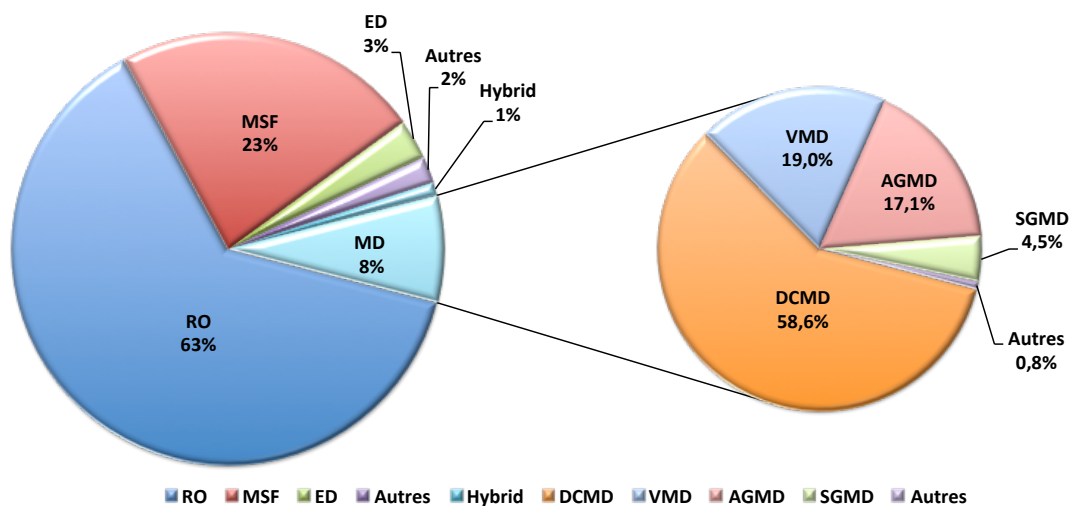


Figure 1.20 – Taux d'utilisation des différentes méthodes de dessalement en 2010 :

## **Chapitre 2**

Supervision d'un système de dessalement par distillation membranaire avec contact direct en régime statique en utilisant les observateurs d'état à entrée inconnue

Le but de ce chapitre est de donner la distribution de la températures à l'intérieurs du système de dessalement par distillation membranaire avec contact direct . Contrairement aux études faites précédemment, nous allons cette fois-ci déterminer la distribution de la température en utilisant les observateurs d'état.

## 2.1 Modélisation

### 2.1.1 Principe du dessalement par DCMD

Comme on la mentionner 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 transférer 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 .

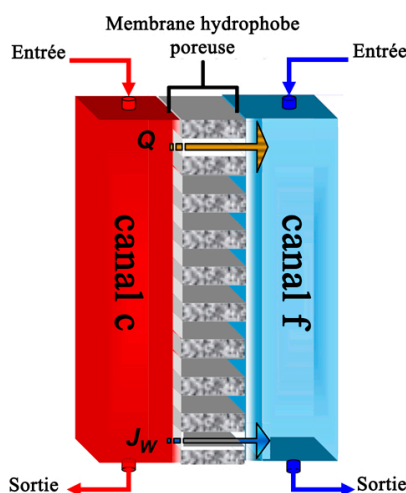


Figure 2.1 – Schema de la DCMD

La force qui cause le transfert de mass 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 total 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 déterminé 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,  $\delta_m$  est son épaisseur,  $\varepsilon$  est sa porosité.  $\eta_v$  est la vitesse du gaz,  $\tau$  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 estimé par Iversen et al. [24]  $\tau$  :

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

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 obtenue en se basant sur le bilan massique dans un élément fluide par l'équation suivante :

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

Où  $W$  est la largeur du système de dessalement par DCMD.

### 2.1.3 Modélisation des équations différentielles du système

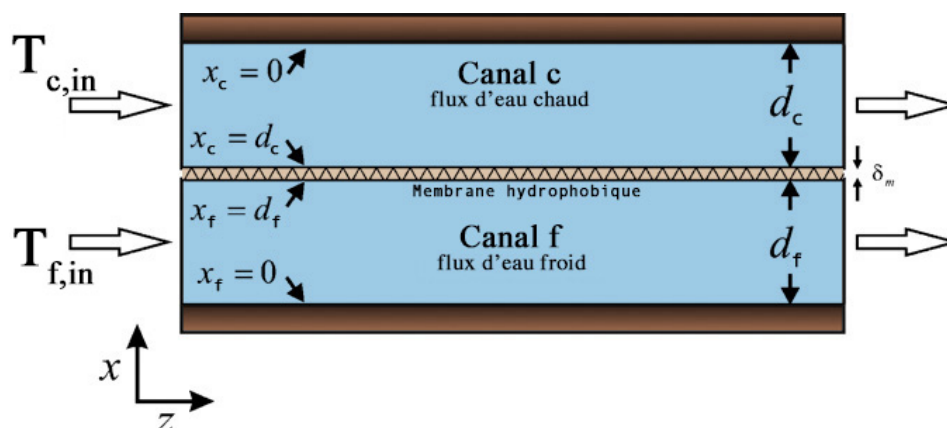


Figure 2.2 – Schéma du procédé de distillation par DCMD étudié

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  $k_{f,i}$ ,  $\rho_i$ , 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.

## 2.1.4 Vue sur les paramètres dépendant de la température

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

$$k_g(T_m) = 0.0144 - 2.16 \times 10^{-5}(T_m + 273.15) + 1.32 \times 10^{-7}(T_m + 273.15)^2 \quad (2.18)$$

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

$$\begin{aligned} k_{f,i}(T_{i,j}, m) = & -0.46 + 5.8 \times 10^{-3}(T_{i,j} + 273.15) - 7.18 \times 10^{-6}(T_{i,j} + 273.15)^2 \\ & - 7.3 \times 10^{-3}m + 4.1 \times 10^{-4}m^2 \end{aligned} \quad (2.19)$$

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  $0 \leq m \leq 5$ .

$$\rho_c(T_{c,in}) = \frac{100}{\frac{3.5}{\rho_{NaCl}} + \frac{95.5}{\rho_w(T_{c,in})}} \quad (2.20)$$

$$\rho_f(T_{f,in}) = \rho_w(T_{f,in}) \quad (2.21)$$

Sachant que :

$$\rho_w(T) = 819 + 1.49(T + 273.15) - 3 \times 10^{-3}(T + 273.15)^2 \quad (2.22)$$

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

## 2.1.5 Transformation des équations différentielles aux dérivée partielles en modèle d'état

Pour aboutir à un modèle d'état du système, nous allons tout d'abord remplacé les dérivés partielles dans les équation (2.11) et (2.12) par les approximations suivantes :

$$f'(x) = \frac{1}{2h}[-3f(x) + 4f(x+h) - f(x+2h)] \quad (2.23)$$

$$f''(x) = \frac{1}{h^2}[f(x+h) - 2f(x) + f(x-h)] \quad (2.24)$$

En appliquant l'équation (2.19) sur les équations (2.11),(2.12) on obtient :

$$\frac{\partial T_{c,i}(x_{c,i}, z)}{\partial z} = F_c(T_{c,i}(x_{c,i}, z)) \left( \frac{T_{c,i+1}(z) - 2T_{c,i}(z) + T_{c,i-1}(z)}{\Delta x^2} \right), i = 1, 2, \dots, M \quad (2.25)$$

$$\frac{\partial T_{f,i}(x_{f,i}, z)}{\partial z} = F_f(T_{f,i}(x_{f,i}, z)) \left( \frac{T_{f,i+1}(z) - 2T_{f,i}(z) + T_{f,i-1}(z)}{\Delta x^2} \right), i = 1, 2, \dots, M \quad (2.26)$$

Maintenant on applique l'équation (2.18) sur les équations (2.25) et (2.26) on aura :

$$\frac{-3T_c(i, j) + 4T_c(i, j+1) - T_c(i, j+2)}{\Delta z} = F_c(T_c(i, j)) \left( \frac{T_c(i+1, j) - 2T_c(i, j) + T_c(i-1, j)}{\Delta x^2} \right) \quad (2.27)$$

$$\frac{-3T_f(i, j) + 4T_f(i, j+1) - T_f(i, j+2)}{\Delta z} = F_f(T_f(i, j)) \left( \frac{T_f(i+1, j) - 2T_f(i, j) + T_f(i-1, j)}{\Delta x^2} \right) \quad (2.28)$$

$$i = 1, 2, \dots, M \text{ et } j = 1, 2, \dots, N$$

Avec :

$$F_c(T_c(i, j)) = \frac{k_{f,c}}{\rho_c C_{p,c} v_z(x_{c,i})}$$

$$F_f(T_f(i, j)) = \frac{k_{f,f}}{\rho_f C_{p,f} v_z(x_{f,i})}$$

En simplifiant les équations (2.27) et (2.28) on aura :

$$T_c(i, j + 2) = 4T_c(i, j + 1) - 3T_c(i, j) - kF_c(T_c(i, j)) (T_c(i + 1, j) - 2T_c(i, j) + T_c(i - 1, j)) \quad (2.29)$$

$$T_f(i, j + 2) = 4T_f(i, j + 1) - 3T_f(i, j) - kF_f(T_f(i, j)) (T_f(i + 1, j) - 2T_f(i, j) + T_f(i - 1, j)) \quad (2.30)$$

$$i = 1, 2, \dots, M \text{ et } j = 1, 2, \dots, N$$

Avec :

$$k = \frac{\Delta z}{\Delta x^2}$$

On peut écrire les équations (2.29) et (2.30) sous une forme vectorielle comme suit :

$$\begin{bmatrix} T_c(1, j + 2) \\ T_c(2, j + 2) \\ \vdots \\ T_c(M - 1, j + 2) \\ T_c(M, j + 2) \end{bmatrix} = A \begin{bmatrix} T_c(1, j + 1) \\ T_c(2, j + 1) \\ \vdots \\ T_c(M - 1, j + 1) \\ T_c(M, j + 1) \end{bmatrix} + B \begin{bmatrix} T_c(1, j) \\ T_c(2, j) \\ \vdots \\ T_c(M - 1, j) \\ T_c(M, j) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} -kF_c(T_c(1, j)) (T_c(2, j) - 2T_c(1, j) + T_c(0, j)) \\ -kF_c(T_c(2, j)) (T_c(3, j) - 2T_c(2, j) + T_c(1, j)) \\ \vdots \\ -kF_c(T_c(M - 1, j)) (T_c(M, j) - 2T_c(M - 1, j) + T_c(M - 2, j)) \\ -kF_c(T_c(M, j)) (T_c(M + 1, j) - 2T_c(M, j) + T_c(M - 1, j)) \end{bmatrix} \quad (2.31)$$



$$\begin{bmatrix} T_f(1, j+2) \\ T_f(2, j+2) \\ \vdots \\ T_f(M-1, j+2) \\ T_f(M, j+2) \end{bmatrix} = A \begin{bmatrix} T_f(1, j+1) \\ T_f(2, j+1) \\ \vdots \\ T_f(M-1, j+1) \\ T_f(M, j+1) \end{bmatrix} + B \begin{bmatrix} T_f(1, j) \\ T_f(2, j) \\ \vdots \\ T_f(M-1, j) \\ T_f(M, j) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} -kF_f(T_f(1, j)) (T_f(2, j) - 2T_f(1, j) + T_f(0, j)) \\ -kF_f(T_f(2, j)) (T_f(3, j) - 2T_f(2, j) + T_f(1, j)) \\ \vdots \\ -kF_f(T_f(M-1, j)) (T_f(M, j) - 2T_f(M-1, j) + T_f(M-2, j)) \\ -kF_f(T_f(M, j)) (T_f(M+1, j) - 2T_f(M, j) + T_f(M-1, j)) \end{bmatrix} \quad (2.32)$$

$$j = 1, 2, \dots, N$$

Avec :

$$A = \begin{bmatrix} 4 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & 4 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ 0 & 0 & \dots & 0 & 4 & 0 \\ 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & 4 \end{bmatrix}$$

$$B = \begin{bmatrix} -3 & 0 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ 0 & -3 & 0 & 0 & \dots & 0 \\ \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots & \vdots \\ 0 & 0 & \dots & 0 & -3 & 0 \\ 0 & 0 & \dots & 0 & 0 & -3 \end{bmatrix}$$

Les équation (2.31) et (2.32) représentent deux modèles d'état discrets. Comme le montre la figure (2.3), chaque colonne du maillage de la température représente un état, la colonne qui la précède représente l'entrée et la colonne qui la suit représente la dérivée. On peut donc voir le système comme étant  $N$  sous système en cascade.

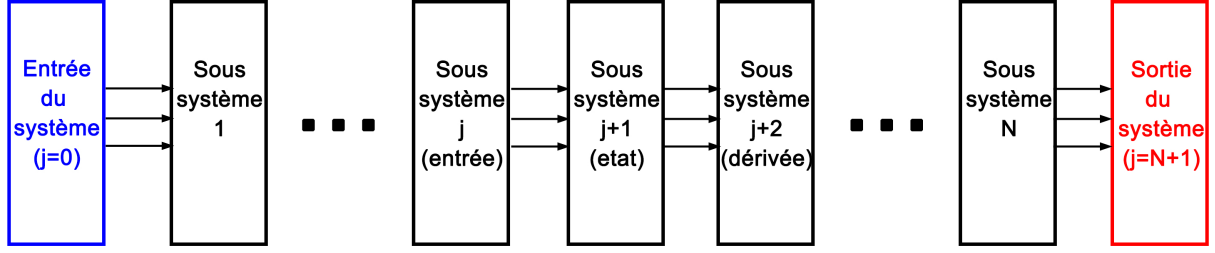


Figure 2.3 – Schématisation des sous systèmes en cascade

Pour avoir une distribution complète de la température nous devons disposé des conditions aux limites ci-après , obtenues en appliquant les équations (2.18) et (2.19) sur les équations (2.15a)-(2.16c) :

$$T_{c,M+1} = \frac{4T_{c,M}}{3} - \frac{T_{c,M-1}}{3} - \frac{2\Delta x_c N'' \lambda}{3k_{f,c}} - \frac{2\Delta x_c k_m (T_{c,M} - T_{f,M})}{3k_{f,c} \delta_m} \quad (2.33a)$$

$$T_{c,i}(0) = T_{c,in}, i = 1, 2, \dots, M \quad (2.33b)$$

$$T_{c,0} = \frac{4T_{c,1} - T_{c,2}}{3} \quad (2.33c)$$

$$T_{f,M+1} = \frac{4T_{f,M}}{3} - \frac{T_{f,M-1}}{3} + \frac{2\Delta x_f N'' \lambda}{3k_{f,f}} + \frac{2\Delta x_f k_m (T_{c,M} - T_{f,M})}{3k_{f,f} \delta_m} \quad (2.34a)$$

$$T_{f,i}(0) = T_{f,in}, i = 1, 2, \dots, M \quad (2.34b)$$

$$T_{f,0} = \frac{4T_{f,1} - T_{f,2}}{3} \quad (2.34c)$$

## 2.1.6 Synthèse de l'observateur d'état

Pour commencer nous devons rappeler qu'un observateur d'état est un outil qui permet d'estimer l'état d'un système c-à-d. d'estimer les valeurs des variables internes du système et ceci en se basant sur son entrée et sa sortie .

Dans notre études, on ne dispose pas du modèle d'état complet du système par contre on a le modèle d'état des sous systèmes dont la mise en cascade forme le système. Il est claire qu'il est impossible d'observer ces sous systèmes pas un simple observateurs vu l'absence de la valeur de la sortie du premier sous système et la valeur de l'entrée pour les sous systèmes restants. Pour cela nous avons décidé d'utiliser des observateurs d'état dit "à entrée inconnue" qui permettent d'observer chaque sous système malgré l'absence de la valeur de son entrée et ceci en estimant l'état du système ainsi que son entrée simultanément.

Pour observer le système au complet nous allons prendre la démarche suivante :

1. On observe le sous système  $N$  vu la disponibilité de sa sortie qui est la sortie du système mesurée à l'aide des capteurs.
2. On observe le sous système  $N - 1$  dont la sortie est l'état trouvée dans l'étape précédente.
3. On continue de la même manière jusqu'au premier sous système.

Il est à savoir qu'il n'existe pas une théorie ou une méthode générale pour la synthèse des observateurs d'état à entrée inconnue dans pour les systèmes non linéaires. En revanche il existe quelque articles scientifiques qui traitent cela pour certains classes de systèmes non linéaires.

Finalement, nous avons pu jouer sur quelque détails techniques pour pouvoir se situer dans une classe de systèmes traitée dans un article scientifique publié dans le fameux journal "Automatica" en 2004 [29]. Cet article propose une méthode de synthèse d'observateurs d'état à entrée inconnue qui utilise un approche LMI (Linear Matrix inequalities) et qui garantie une convergence asymptotique si le système vérifie un nombre de conditions.

La classe des systèmes non linéaires traitée par cet article se formule comme suit :

$$\dot{x}(t) = Ax(t) + Bu(t) + f((x, u), y) \quad (2.35a)$$

$$y = Cx(t) + Du(t) \quad (2.35b)$$

Ou  $x(t) \in R^n$ ,  $u(t) \in R^m$  et  $y(t) \in R^p$  sont respectivement l'état, l'entrée inconnue et la sortie mesurée. Les matrices  $A$ ,  $B$ ,  $C$  et  $D$  sont constantes, réelles et de dimension appropriée.  $f(., .)$  est une fonction non linéaire vectorielle réelle appartenant à  $R^n$  et se compose de deux parties comme suit :

$$f((x, u), y) = f_L((x, u), y) + W f_U((x, u), y), \quad (2.36)$$

Ou  $f_L((x, u), y) \in R^n$  et  $f_U((x, u), y) \in R^d$  sont respectivement une fonction non linéaire connue et une inconnue respectivement. La matrice  $W$  est constante, réelle et de rang égale à  $d$ .

Pour assurer la convergence asymptotique de l'observateur qu'on va synthétiser par la suite, le système doit satisfaire les deux conditions suivantes :

1.  $f_L(., .)$  est supposé être Lipschitz dans son premier argument avec une constante de Lipschitz  $\gamma$  c-à-d. :

$$\|f_L(\vartheta, y) - f_L(\hat{\vartheta}, y)\| \leq \gamma \|\vartheta - \hat{\vartheta}\| \quad (2.37)$$

Ou  $\vartheta(t) = \begin{bmatrix} x(t) \\ u(t) \end{bmatrix} \in R^{n+m}$ ,  $\gamma$  est un nombre réel positif et  $\|.\|$  est le symbole de la norme.

2. La matrice  $[D \ CW]$  doit avoir un rang complet c-à-d.  $\text{rang}[D \ CW] = m + d$

Pour des raisons de simplification, on introduit les notations suivantes :

$$E = [I_n \ 0_{n \times m}], M = [A \ B] \text{ et } H = [C \ D]$$

On écrit donc le système augmenté comme suit :

$$E\dot{\vartheta}(t) = M\vartheta(t) + f_L(\vartheta, y) + Wf_U(\vartheta, y), \quad (2.38a)$$

$$y(t) = H\vartheta(t) \quad (2.38b)$$

L'observateur d'état du système est défini par les deux équations suivantes :

$$\dot{w}(t) = Nw(t) + Ly(t) + Tf_L(\hat{\vartheta}, y), \quad (2.39a)$$

$$\hat{\vartheta}(t) = w(t) + Qy(t) \quad (2.39b)$$

Où  $\hat{\vartheta}(t)$  est l'estimé du vecteur  $\vartheta(t)$ . Les matrices  $N, L, T$  et  $Q$  sont des paramètres à déterminer pour que  $\hat{\vartheta}(t)$  converge asymptotiquement vers  $\vartheta(t)$ .

Pour simplifier encore plus l'étude on introduit les notations suivantes :

$$\Phi = JM, J = \begin{bmatrix} I_{n+m} & 0 \end{bmatrix} S^+, S = \begin{bmatrix} I_n & W \\ H & 0_{p \times d} \end{bmatrix} \quad (2.40)$$

$$\Psi = GM, G = (I_{n+p} - SS^+) \begin{bmatrix} I_n \\ 0 \end{bmatrix}, \quad (2.41)$$

$$V = \begin{bmatrix} I_{n+m} & 0 \end{bmatrix} S^+ \begin{bmatrix} 0 \\ I_p \end{bmatrix}, K = (I_{n+p} - SS^+) \begin{bmatrix} 0 \\ I_p \end{bmatrix}, \quad (2.42)$$

Ou  $S^+$  est l'inverse généralisé de  $S$  calculé comme suit :  $S^+ = (S^T S)^{-1} S^T$ .

Pour trouver les paramètres de l'observateur permettant la convergence asymptotique de  $\hat{\vartheta}(t)$  vers  $\vartheta(t)$  nous devons résoudre la LMI ci-dessous :

$$\begin{bmatrix} \Phi^T P + \Psi^T Y^T - H^T X^T + P\Phi + Y\Psi - XH + \gamma^2(\delta_1 + \delta_2)I & PJ & YG \\ & J^T P & -\delta_1 I & 0 \\ & G^T Y^T & 0 & -\delta_2 I \end{bmatrix} < 0 \quad (2.43)$$

pour  $P, X, Y, \delta_1$  et  $\delta_2$  telle que :  $P = P^T > 0$ ,  $\delta_1$  et  $\delta_2$  sont deux scalaires positives.  $\gamma$  c'est la constante de Lipschitz définie dans (2.37).

On peut donc déterminer les paramètres  $T, Q, N$  et  $L$  de l'observateur comme suit :

$$T = J + ZG; Z = P^{-1}Y \quad (2.44)$$

$$Q = V + ZK \quad (2.45)$$

$$N = \Phi + Z\Psi - FH; F = P^{-1}Y \quad (2.46)$$

$$L = F + NQ \quad (2.47)$$

## 2.2 Simulations

Pour évaluer l'efficacité de l'observateur que nous avons synthétisé précédemment, on a décidé de simuler un système DCMD dont la distribution interne de la température contient deux lignes et deux colonnes à déterminer. Comme on ne dispose pas d'un système de dessalement par DCMD ou on pourra mesurer la température de sortie, nous avons pris les températures de sortie que nous avons trouvées lors d'une étude faite précédemment. De plus nous avons pris des valeurs numériques réelles pour les paramètres du procédé. La figure (2.4) montre la distribution de la température que nous avons déterminée :

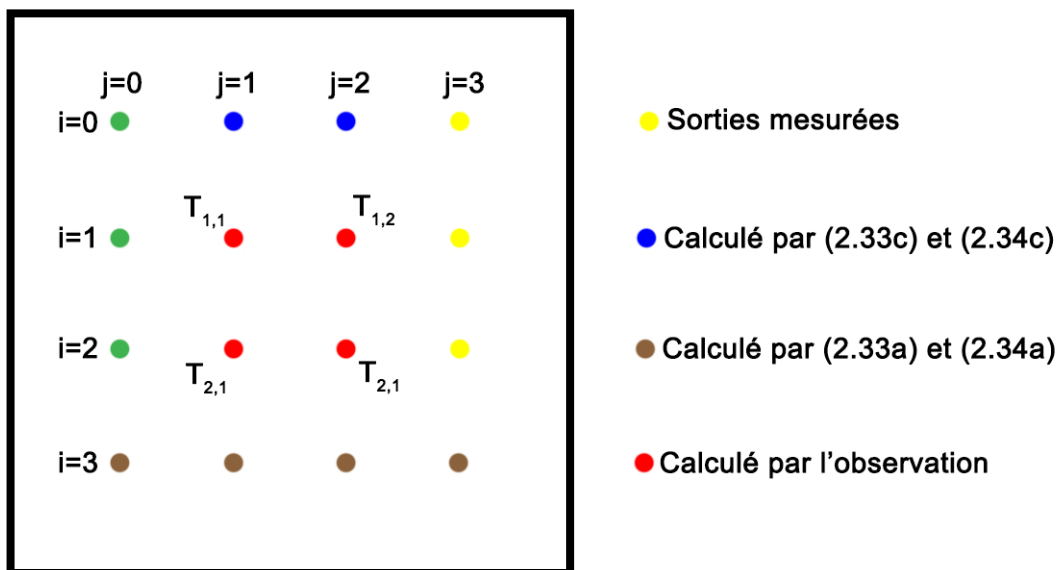


Figure 2.4 – Maillage de la distribution de la température

Le tableau ci-dessous 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 document qui donne la définition de tous les paramètres et leurs unités même s'ils ont pas une valeur numérique.

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 lignes du maillage	4	/
$N$	Nombre de colonnes du maillage	4	/
$M_w$	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	$5 \times 10^{-8}$	$m$
$T_{c,in}$	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	/
$\delta_m$	Épaisseur des la membrane	$130 \times 10^{-6}$	$m$
$\varepsilon$	Porosité de la membrane	0.72	/
$\Delta x_c$	Accroissement entre deux ligne dans le canal " c "	$2.02 \times 10^{-5}$	$m$
$\Delta x_f$	Accroissement entre deux ligne dans le canal " f "	$2.02 \times 10^{-5}$	$m$
$\rho_{NaCl}$	Densité du solide NaCl	2170	$\frac{kg}{m^3}$
$\lambda$	Chaleur latente de l'eau	$2.426 \times 10^6$	$\frac{J}{kg}$
$\eta_v$	Viscosité de la vapeur d'eau	$9.29 \times 10^{-9}$	$\frac{N \cdot s}{m^2}$



## 2.2.1 Résultats des simulations

Distribution de la température :

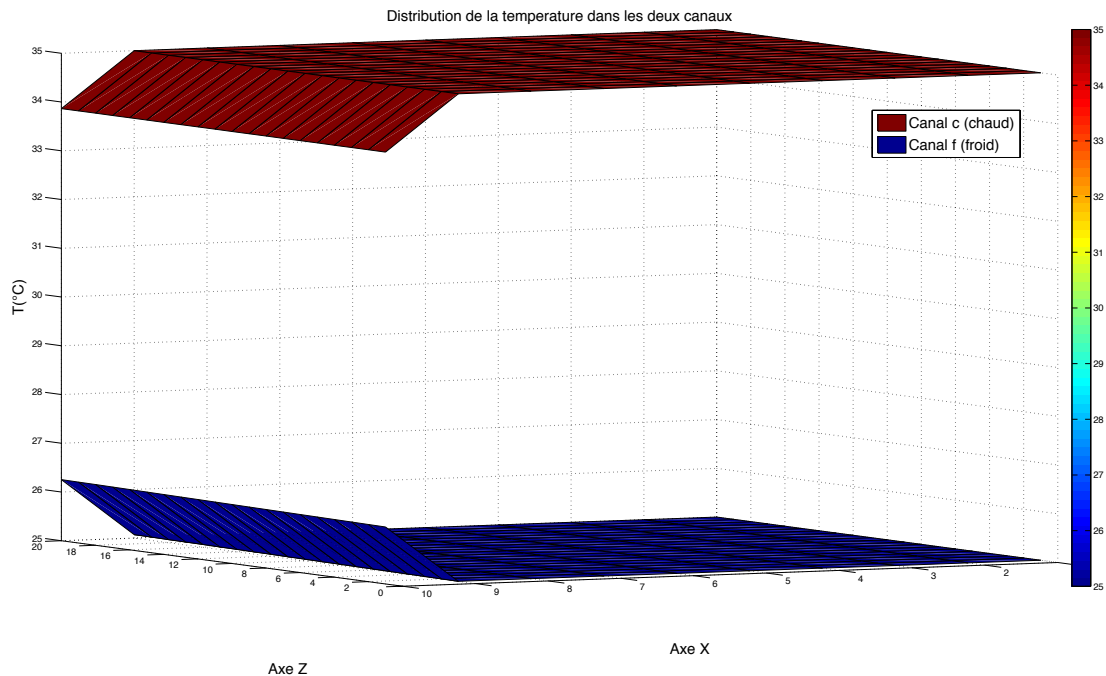


Figure 2.5 – Distribution de la température dans les deux canaux

La figure 2.4 montre la distribution de la température dans les deux canaux obtenue par l'observation qu'on a implémenté. Comme dans notre étude précédente 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 erreurs d'Observation

Les figures ci-après montre l'évolution de l'erreur d'observation sur les différents point du maillage de la température.

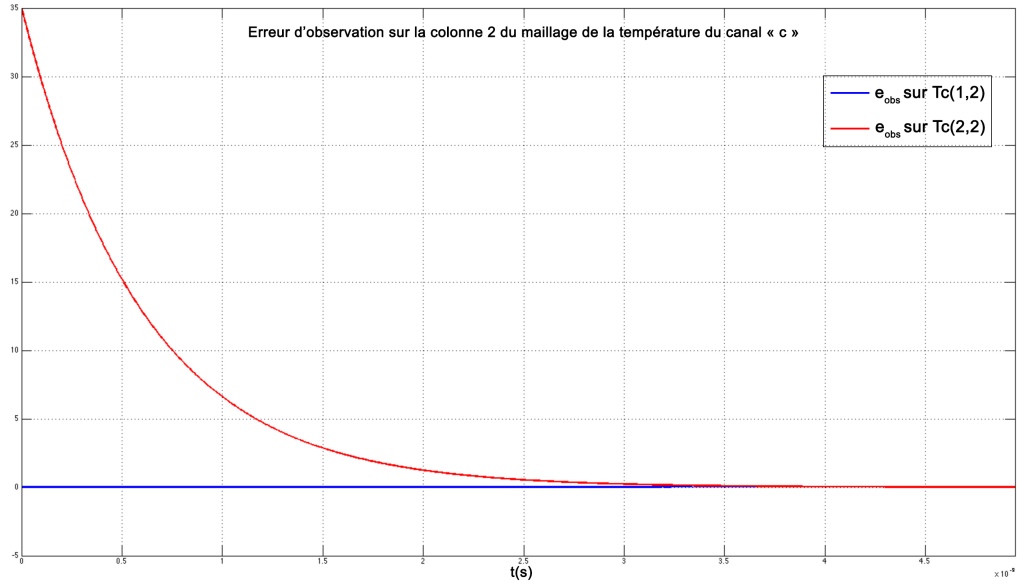


Figure 2.6 – Erreur d'observation sur les températures de la colonne 2 du maillage dans le canal "c"

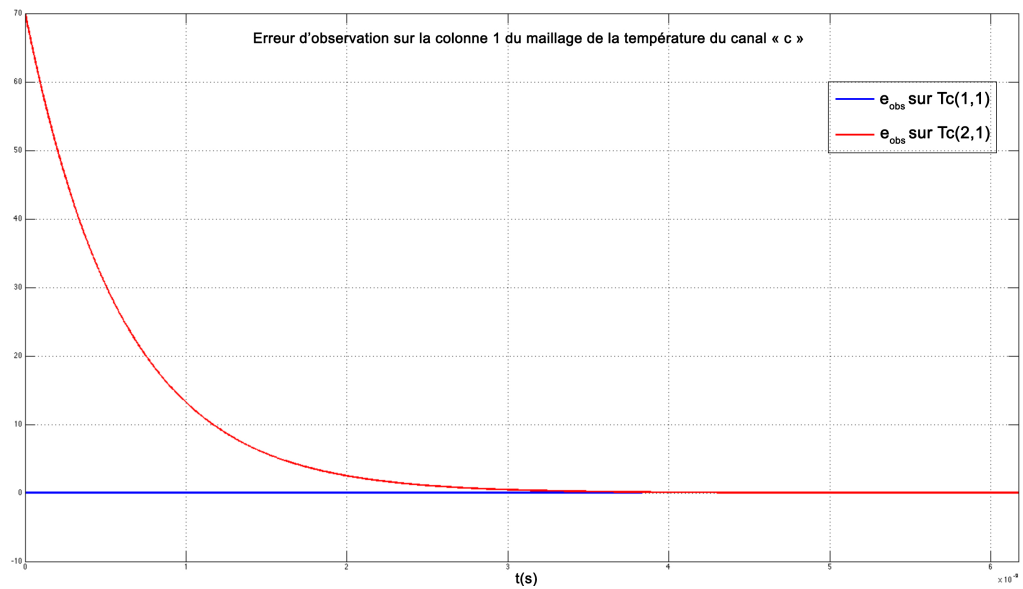


Figure 2.7 – Erreur d'observation sur les températures de la colonne 1 du maillage dans le canal "c"

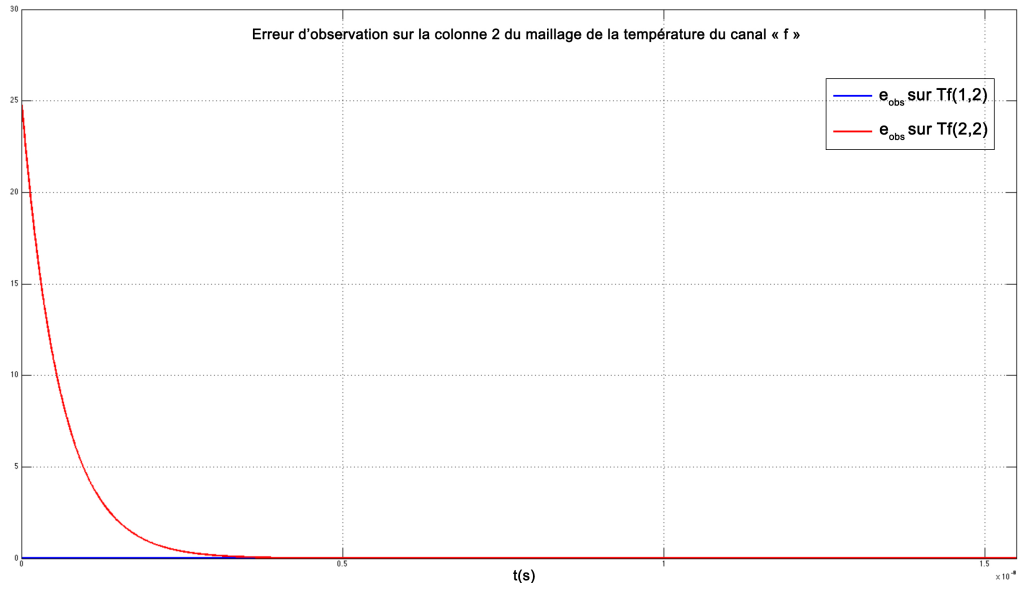


Figure 2.8 – Erreur d’observation sur les températures de la colonne 2 du maillage dans le canal ”f”

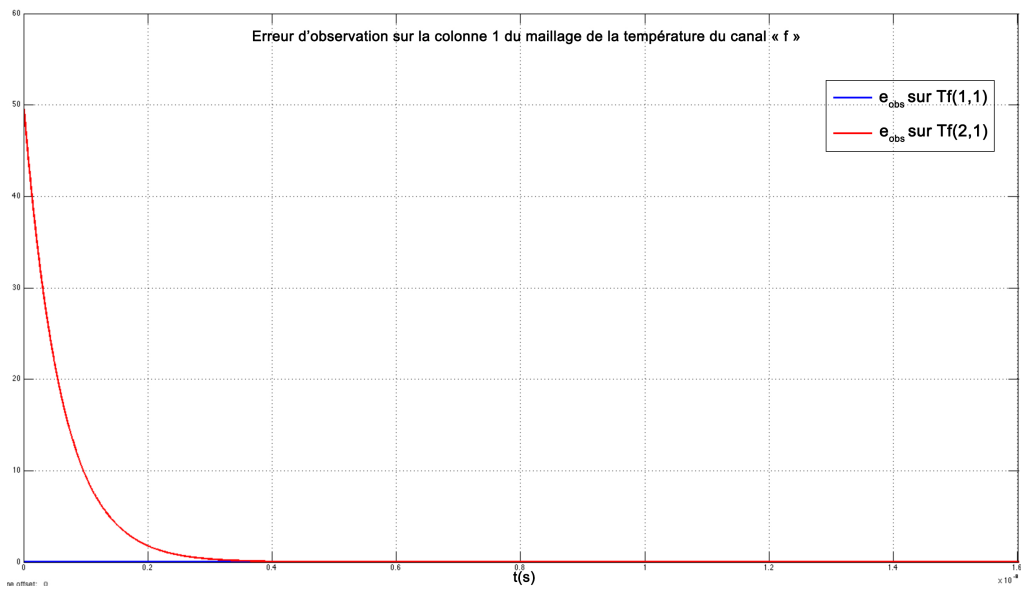


Figure 2.9 – Erreur d’observation sur les températures de la colonne 1 du maillage dans le canal ”f”

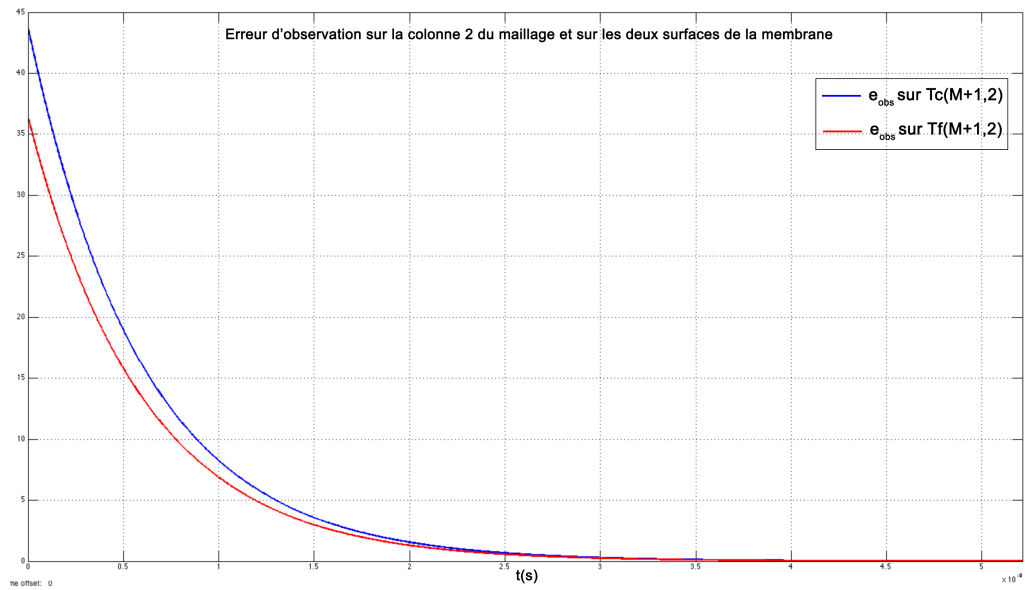


Figure 2.10 – Erreur d’observation sur les températures des deux surface de la membrane sur la colonne 2 du maillage

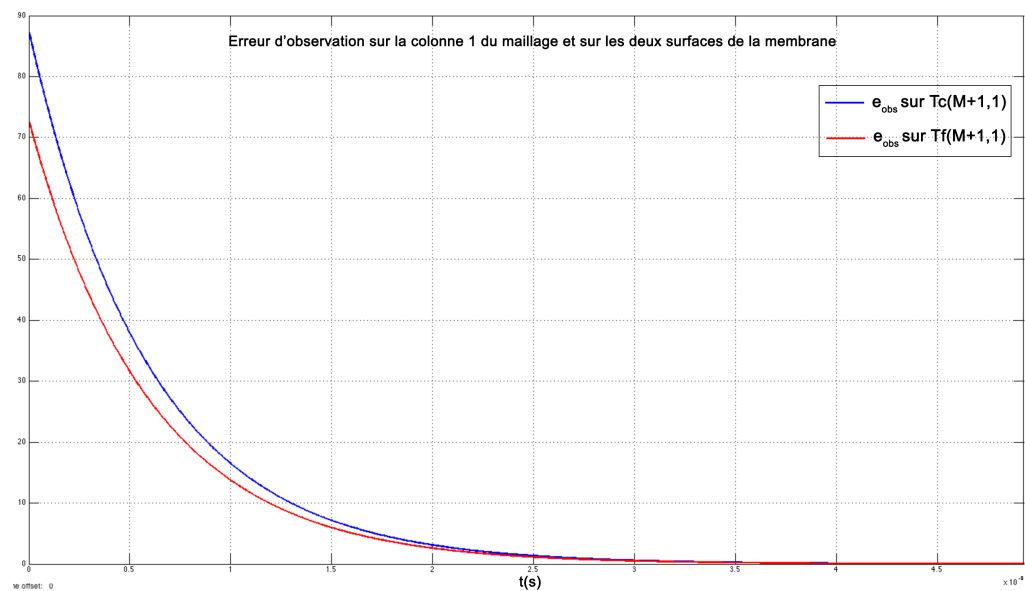


Figure 2.11 – Erreur d’observation sur les températures des deux surface de la membrane sur la colonne 2 du maillage

On voit bien sur les figures (2.6)-(2.11) que nous avons réussi à faire converger l’erreur de l’observation vers zéro, et donc d’avoir une distribution de la température proche de la réalité.

## 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 en utilisant les observateurs d'état à entrée inconnue, 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, on a décidé d'utiliser les observateurs d'état. Pour cela nous avons commencé par transformer l'équation différentielle aux dérivées partielles en un modèle d'état discret et ceci en remplaçant les dérivées partielles par des approximations. Le modèle que nous avons obtenu n'est pas celui du système, mais c'est le modèle d'état des sous systèmes dont la mise en cascade

forme le système. Le problème est qu'on n'a pas accès à la sortie du premier sous système et aux entrées des autres sous système, et donc nous étions obligés d'utiliser les observateurs à entrée inconnue et de commencer l'observation du dernier sous système jusqu'au premier.

Les observateurs d'état à entrée inconnue dans le cas des systèmes non linéaires n'ont pas une théorie de synthèse générale. Par contre il existe un nombre d'articles scientifiques qui donne la méthode de synthèse de ce type d'observateurs pour certaines classes des systèmes non linéaire. Et donc nous avons pu trouver un article scientifique qui traite une classe de systèmes dont notre système appartient. Pour assurer la convergence asymptotique de l'état estimé vers l'état réelle notre système devait satisfaire un nombre de conditions.

L'article que nous avons utilisé propose une méthode de synthèse basée sur la résolution des LMI (Linear Matrix Inequalities) c-à-d. qu'on devait résoudre un nombre de LMI pour trouver les paramètres de l'observateur. Nous avons pu résoudre les LMI en utilisant le LMI toolbox de Matlab. Après la résolution des LMI nous avons évalué l'erreur de l'observation en simulant sous simulink un système dont le maillage de température contient 4 points. Nous avons pu voir que l'erreur d'observation converge vers zéros ce qui permet de valider cette méthode de synthèse.

Finalement, nous avons aboutis à la distribution de la température à l'intérieur du système. Cette distribution de la température va nous permettre d'étudier l'influence d'un nombre de paramètres sur le rendement du système ainsi que de prédire certaines problèmes qui perturbent le fonctionnement du système tel que l'encrassement de la membrane (fouling).

# 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 Desalination 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](http://www.nap.edu/catalog/10912.html), 2004.
- [5] J. McGeown, Personal Communication, 5 Mars (2012).
- [6] [www.grida.no/grphicslib/detail/increasedglobalwaterstress\\_5694](http://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](http://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.
- [29] Q.P. Ha , H. Trinh, "State and input simultaneous estimation for a class of nonlinear systems", *Automatica* 40 (2004) 1779 – 1785

## 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	/
$\delta_m$	Épaisseur des la membrane	$m$
$\varepsilon$	Porosité de la membrane	/
$\Delta x_c$	Accroissement entre deux ligne dans le canal " c "	$m$
$\Delta x_f$	Accroissement entre deux ligne dans le canal " f "	$m$
$y_w$	Fraction molaire de la vapeur d'eau	/
$\rho_{NaCl}$	Densité du solide NaCl	$\frac{kg}{m^3}$
$\lambda$	Chaleur latente de l'eau	$\frac{J}{kg}$
$\eta_v$	Viscosité de la vapeur d'eau	$\frac{N \cdot s}{m^2}$