الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

MINISTÈRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPÉRIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

UNIVERSITÉ YAHIA FARÈS DE MÉDÉA

FACULTÉ DES SCIENCES ET DE LA TECHNOLOGIE

Département de Génie des Procédés et Environnement

THÈSE

Présentée pour l'obtention du Diplôme

de Doctorat en Sciences en Génie des Procédés

Spécialité : Génie des Procédés

Par : Sara IRKI

Thème

ETUDE D'UNE UNITE DISTILLATION MEMBRANAIRE DE L'EAU SAUMATRE COUPLEE A L'ENERGIE SOLAIRE

Soutenue publiquement devant le jury composé de :

M.N. BOUAZIZ	Prof	Université Yahia Farès, Médéa	President
N. CHEKIR	MCA	Université des Sciences et de la Technologie Houari Boumediene (USTHB)	Examinatrice
D. TASSALIT	MCA	UDES de BouIsmail	Examinateur
M. LAIDI	MCA	Université Yahia Farès, Médéa	Examinateur
N. KASBADJI MERZOUK	Prof	Directrice de Recherche, UDES de Bou-Ismaïl	Directrice
S. HANINI	Prof	Université Yahia Farès, Médéa	Co-directeur

Médéa, Janvier 2021

©Sara IRKI, 2021

Remerciements

Le présent travail a été réalisé à l'université de Médéa sous la direction de M^{me} Kasbadji Merzouk Nachida. Tout d'abord, je tiens à exprimer toute ma profonde gratitude et ma reconnaissance à M^{me} Kasbadji Merzouk Nachida. Au cours de ces années, ma démarche a été guidée par ses remarques fructueuses, ses suggestions et ses critiques. La progression de mes recherches a été dirigée et suivi avec une attention continue, qui m'ont aidée dans l'achèvement de ce travail. Ses précieux conseils et son grand soutien m'étaient fort indispensable. J'exprime ma reconnaissance à Mr M. Hanini pour avoir accepté de m'encadrer et pour son aide efficace dans ce travail.

Je tiens à remercier Mr Bouaziz Professeur à l'Université de Yahia Farès, pour l'honneur qu'il me fait d'avoir accepté de présider mon Jury.

Je remercie également Mr Tassalit, Maitre de conférence au centre de recherche UDES de Bou Ismail, de m'avoir fait l'honneur d'examiner ce travail.

Je suis sensible à l'honneur que m'a fait Mme Chekir, Maitre de Conférences à l'Université d'université des Sciences et de la Technologie Houari Boumediene, pour m'avoir honoré de sa présence en acceptant de juger ce travail.

Je remercie également Mr Laidi, Maitre de Conférences à l'Université de Yahia Farès, pour avoir bien voulu accepter de faire partie de ce Jury.

Mes remerciements s'adressent aussi également à Mr M. Merzouk, pour le temps qu'il a pu consacrer pour m'aider et pour son aide précieuse.

Je tiens tout particulièrement à remercier Mr Ghernaout, qui m'aura apporté une aide précieuse pour l'achèvement de ma thèse. Je tiens à remercier tout particulièrement Mr Albright pour son aide efficace et pour sa contribution à cette recherche.

Un immense merci tout particulier pour mes parents, mes sœurs et mon frère ainsi tous mes amis pour m'avoir toujours soutenue et encouragée durant toutes mes années d'étude.

RESUME

L'Algérie est relativement bien placée pour mettre à profit ses capacités et ses ressources, surtout autour de son long littoral méditerranéen, où les pressions sur les ressources en eau douce sont particulièrement plus fortes. En plus, le gouvernement a fait forer des puits d'eau dans les déserts pour résoudre les problèmes de la pénurie d'eau douce, alors que les populations de ces régions peuvent disposer des capacités de production de l'eau potable grâce à des installations de petites unités de dessalement de l'eau saumâtre ou de l'eau mer fonctionnant avec l'énergie solaire. La technique du dessalement par distillation membranaire à sous vide (VMD) apparaît comme une solution attrayante, en particulier pendant la saison sèche. Cette étude vise à développer des modèles décrivant le fonctionnement et la performance thermique de l'unité de dessalement, afin de déterminer l'évolution de la température dans le collector solaire et dans module membranaire (VMD), qui sera utilisé pour évaluer les débits de distillat au cours de l'année. Les données de l'éclairement solaire global enregistrées sur des surfaces inclinées ainsi que les données de températures ambiantes sont intégrées dans le programme. Les résultats des modèles développés sont validés avec données expérimentales publiées dans la littérature, puis les modèles sont utilisés pour prédire la performance de l'unité avec les différentes conditions de fonctionnement dans la ville de Ghardaïa et à Bouzaréah. Les résultats des modèles développés ont montré que le flux de perméat atteignant 27 kg /h m^2 en juin pour la ville de Ghardaïa, ce taux est supérieur à celui le flux obtenu à Bouzaréah, qui n'atteint que 7 kg / h m^2. La démarche retenue dans cette thèse est celle qui consiste à intégrer un modèle au sein de l'environnement de simulation (TRNSYS) pour ajouter un nouveau composant (VMD) dans la librairie des composants standards de TRNSYS. Le flux de perméat obtenu à travers l'unité de dessalement avec le stockage de l'eau chaude est relativement plus élevé à Ghardaïa qu'au Bouzaréah, d'un flux dépassant 30 kg/h m^2.

Mots-clés : distillation par membrane à vide (VMD), capteur solaire, dessalement

ملخص

تعتبر الجزائر في وضع جيد نسبيا للاستفادة من قدراتها ومواردها، وخصوصا على طول ساحل البحر الأبيض المتوسط، حيث يشتد فيه الضغط على موارد المياه العذبة بشكل خاص، بالإضافة إلى ذلك، قامت الحكومة بحفر آبار المياه الجوفية في الصحراء لحل مشاكل ندرة المياه العذبة، إذا لديها القدرة على إنتاج مياه عذبة من خلال انشاء محطات تحلية صغيرة لمياه البحر اوالمياه المالحة وتعمل هذه تقنية التحلية بواسطة التقطير الغشائي بالفراغ الهوائي وباستخدام الطاقة الشمسية، حيث تبدو كأنها حل ملفت للانتباه وخصوصا خلال موسم الصيف. تهدف هذه الدراسة إلى تطوير نماذج تصف أداء وحدة التحلية من أجل تحديد تطور درجة الحرارة في وحدة الألواح الشمسية وفي وحدة التقطير الغشائي بالفراغ الهوائي، التي يتم استخدمها لتقييم تدفق نواتج التقطير خلال العام. لهذا يمكن دمج في البرنامج بيانات مركبات الاشعاع الشمسي الكلي الساقط على السطوح المائلة، وبيانات درجة الحرارة المحيطة. أولاً، يتم التحقق من صحة النماذج من خلال المعطيات الموجودة في الدراسات التجريبية ومن ثم يتم استخدامها للتنبؤ بأداء وحدة التحلية تحت عوامل تشغيل مختلفة في مدينة الجزائر وغرداية. أظهرت نتائج النماذج المطورة لمدينة غرداية أن تدفق التقطير يصل إلى 27 كغ / ساعة م^2 في جوان، ويعتبر هذا التدفق مرتفعا بالمقارنة بالتدفق الذي تم الحصول عليه في مدينة بوزريعة، والذي لا يتجاوز7 كغ/ ساعة م ^{2}. المنهج المتبع في هذه الدراسة لدمج نموذج يتم عن طريق برنامج متطور يمكننا من اضافة مكون جديد في مكتبة المكونات الموجودة في TRNSYS. إن التدفق الذي تم الحصول عليه من خلال وحدة التحلية مع تخزين الماء الساخن أعلى نسبيًا في منطقة غرداية من التدفق متحصل عليه في المنطقة بوزريعة، حيث يتجاوز التدفق 30 كغ/ ساعة م ^{2}.

كلمات المفتاحية: التقطير الغشائية بالفراغ الهوائي، وحدة الألواح الشمسية، محطات تحلية المياه.

ABSTRACT

Algeria is relatively well placed to take advantage of its capacities and resources, especially around of its long Mediterranean coast, where the pressure on freshwater resources is particularly high; in addition, the government started digging water wells in deserts in order to solve the problems of water shortage, which has ability to produce water anywhere using a small land makes solar desalination unit by vacuum membrane distillation an attractive solution, especially during the dry season. This work aims to develop models able to describe and predict the thermal performance of solar collector coupled with vacuum membrane distillation (VMD) unit in order to determine the evolution of the temperature in the solar collector and the membrane module of the VMD, these models will be used to evaluate the distillate flow rates during the year. The global solar radiation data recorded on an inclined surface as well as ambient temperatures data can be accommodated in the program. First, the models were validated with experimental data studies from appropriate literature and then they were used to predict the unit's performance under different operating conditions in the city of Algiers. The results obtained from the proposed models showed that the distillate flux water reached 27 kg/h.m^2 for the city of Ghardaïa, this rate is high than that obtained in Bouzaréah, which does exceed 7 kg / h m^2. The approach adopted in this study is based on representing the simulation model development environment in order to create a new component (VMD) that do not exist in the library of standard component model library of TRNSYS. The permeation flux achieved from the desalination unit with storage of hot water was relatively higher in Ghardaïa than in Bouzaréah, with a flux exceeding 30 kg / h m^2.

Keywords: Vacuum membrane distillation (VMD); Solar collector; Desalination; Seawater; Modelling.

Tables des matières

Remerciements II
Remerciements III
Table des matières VI
Liste des tableaux IX
Liste des figures XIV
Introduction générale..... 1

Chapitre I
État de l'Art

I.1. Introduction……..……...…4
I.2. Procédé de la distillation membranaire 4
I.3. Mécanisme de la distillation membranaire 5
I.4. Configurations de la distillation membranaire 6
I.4.1. Distillation membranaire à contact direct (DCMD) 6
I.4.2. Distillation membranaire à intervalle gazeux (AGMD) 7
I.4.3. Distillation membranaire à entraînement gazeux (SGMD) 7
I.4.4. Distillation membranaire à sous vide VMD 8
I.5. Application du procédé de VMD 9
I.6. Technologie de procédé de VMD dans le dessalement 10
I.7. Couplage de VMD avec l'énergie solaire …… 13
I.8. Paramètres de fonctionnement de la distillation membranaire 25
I.8.1. Température du fluide d'alimentation 25
I.8.2. Effet de la concentration en soluté dans la solution d'alimentation 26
I.8.3.Effet de la vitesse de circulation 27
I.8.4. Effet de la pression 28
I.9.Conclusion 28

Chapitre II
Modélisation de l'unité de dessalement

II.1 Introduction 29
II.2 Présentation du système étudié..... 29
II.3. Modélisation de la boucle solaire 30
II.3.1. Capteur solaire 30
II.3.2. Bilan thermique 31
II.4. Irradiations solaires et Température ambiante 33

II.4.1 Modélisation d'irradiation solaire sur le plan horizontal 33
II.4.2. Modélisation d'irradiation solaire sur le plan incliné 35
II.4.3. Modélisation de la température ambiante 37
II.4.4. Coefficient de pertes thermiques globale 39
II..4.4.1.Pertes thermiques vers l'avant du capteur 39
II.4.4.2 .Pertes à l'arrière du capteur 42
II.4.4.3. Pertes par les faces latérales du capteur 42
II.5. Échangeur de chaleur à contrecourant 43
II.5.1 Efficacité de l'échangeur à contre-courant 43
II.5.2. Puissance thermique maximale 44
II.6. Distillation membranaire 45
II.6.1. Concepts de la distillation membranaire 45
II.6.1.1. Théorie cinétique et les lois des gaz 45
II.6.1.2. Pression d'entrée du liquide (pression de mouillage) 45
II.6.1.3. Mécanismes de transfert en distillation membranaire à sous vide 46
II.6.1.4 Polarisation de concentration 60
II.6.1.5 Flux de chaleur à travers la membrane 61
II.6.1.6 Coefficient de polarisation de la température (TPC) 65
II.6.1.7 Efficacité de distillation membranaire 66
II.6.1.8 Modélisation de module membranaire à sous vide 67
II.7. Résolution numérique du modèle 72
II.8. Méthode de détermination de la surface de captation 73
II.8.1. Méthode f-chart 74
II.9 Étude du comportement du système à l'aide du programme TRNSYS 76
II.9. Conclusion 77

Chapitre III
Résultats et Discussion

III.1. Introduction 78
III.2. Validation du modèle avec données expérimentales 78
III.3. Estimation des irradiations solaires sur surface inclinées 84
III.4. Modélisation de la température ambiante 89
III. 5. Études paramétriques du système 92
III.5. 1.Effet du prototype des capteurs solaires 92
III.5.2. Effet du débit massique sur la température de sortie 95
III.5.3. Effet de débit massique d'alimentation 96
III.5.4 Effet de la pression et de la concentration des sels 99
III.5.5. Effet de différents jours de l'année 102
III.6. Méthode f-chart 104
III.6.1 Taux de satisfaction 104
III.6.2. Production de l'eau dessalée 109

III.7. Étude par simulation à l'aide du programme TRNSYS 106
III.8. Conclusion..... 111
conclusion générale 118
Références bibliographiques 121

LISTE DES FIGURES

Figure I.1	Configurations de distillation membranaire	6
Figure I.2	Schéma du montage expérimental typique de VMD	9
Figure I.3	Couplage de DM et de collecteurs solaires	13
Figure I.4	Couplage de AGMD et de collecteurs solaires	14
Figure I.5	Couplage de DCMD et de collecteurs solaires	15
Figure I.6	Installation de chauffage solaire avec VMD pour produire de l'eau potable.	15
Figure I.7	Différentes configurations du couplage VMD avec l'énergie solaire	16
Figure I.8	Couplage de VMD avec les collecteurs solaires	17
Figure I.9	Conception de l'unité de dessalement par le couplage de VMD avec des collecteurs solaires	17
Figure.I.10	Conception de l'unité de dessalement par le couplage de VMD avec l'énergie solaire	18
Figure I.11	Diagramme du système de test standard de Memsys	19
Figure I.12	Schéma du procédé de dessalement par le VMD combiné avec l'énergie solaire	20
Figure I.13	Diagramme du processus multi-VMD avec un flux de recyclage	21
Figure I.14	Diagramme du système SHC-VMD	22
Figure I.15	Diagramme du système de dessalement par congélation (FD-VMD)	23
Figure I.16	Conception de l'unité selon la proposition 1, b) conception de l'unité selon la proposition 2	23
Figure I.17	Diagramme du système de (STPVMD)	24
Figure I.18	Schéma du système de dessalement par VMD couplée avec l'énergie solaire	25
Figure. II.1	Couplage de VMD et de collecteurs solaires	30
Figure II.2	Principe fonctionnement de capteur solaire plan	30
Figure II.3	Bilan thermique autour d'un élément de volume	31
Figure.II.4	Réflexion et transmission entre le couvert et l'absorbeur	32
Figure.II.5	Angles caractérisant un capteur plan incliné	37
Figure. II.6	Modélisation de la température ambiante par deux fonctions	38
Figure II.7	Principe fonctionnement de l'échangeur à contre-courant	43
Figure II.8	Mécanismes de transfert dans le processus de VMD	51
Figure II.9	Élément de volume d'une fibre creuse	55
Figure II.10	Conditions limites pour un module membranaire	57
Figure II.11	Schéma du procédé VMD	58
Figure II.12	Résistances au transfert de chaleur	61
Figure II.13	Schéma de transfert de chaleur et de flux dans le VMD	68

FigureII.14	Principales séquences du programme du calcul des températures	72
Figure.II.15	Principales séquences du programme du calcul des températures	73
Figure.II.16	Configuration d'un système chauffe-eau solaire	74
Figure III.1	Comparaison entre les températures de sortie du capteur (a) prédite à partir du modèle en utilisant les estimations de l'éclairement solaire et la température ambiante pour le 21 juin et les résultats expérimentaux pour l'unité de VMD s'est opéré en Tunisie	81
Figure III.2	Comparaison entre les températures de sortie de l'échangeur de chaleur prédite à partir du modèle et les résultats expérimentaux pour l'unité de VMD s'est opéré en Tunisie le débit de fluide caloporteur 770 kg / h, débit de l'eau du réseau 1200 kg / h, respectivement	82
Figure III.3	Comparaison entre le flux de perméat prédit à partir du modèle en utilisant l'éclairement solaires estimées et la température ambiante pour le 21 juin et les données expérimentales pour l'unité de VMD s'est opéré en Tunisie	83
Figure III.4	Comparaison entre le flux de perméat prédit à partir des calculs du modèle et les données expérimentales pour VMD s'est opéré dans la Chine de Hangzhou.	83
Figure.III.5	Prédiction de l'évolution de l'éclairement solaire global sur la surface horizontale (a) et inclinée (b) pour la ville de Bouzaréah	86
Figure III.6	Courbes représentatives de la variation journalière moyenne de l'éclairement solaire avec les données expérimentales	87
Figure III.7	Prédiction de l'évolution de l'éclairement solaire global sur la surface horizontale (a) et inclinée (b) pour la ville de Ghardaïa	89
Figure III.8	Courbes représentatives de la variation de la température ambiante (Bouzaréah)	90
Figure III.9	Courbes représentatives de la variation de la température ambiante	92
Figure III.10	Effet du prototype du prototype des capteurs solaires sur la température sur la température de sortie du capteur solaire.	93
Figure III.11	Effet du prototype du prototype des capteurs solaires sur la température sur la température de sortie de l'échangeur de chaleur.	94
Figure III.12	Effet du débit massique sur la température de sortie de l'échangeur de chaleur pour des débits massiques à travers du capteur solaire de 770 kg/h (a) 637 kg/h (b), respectivement .	95
Figure III.13	Effet du débit massique sur la température de sortie de l'échangeur de chaleur pour des débits massiques à travers capteur solaire de 770 kg/h (a) 852kg/h (b), respectivement.	95
Figure III.14	Effet de la vitesse d'alimentation à travers la membrane sur la température d'alimentation pour les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur de 637 kg/h, 689 kg/h , respectivement.	97
Figure III.15	Effet de la vitesse d'alimentation à travers la membrane sur le flux de perméat pour les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur de 852 kg/h, 844 kg/h, respectivement .	97

Figure III.16	Effet de la vitesse d'alimentation sur le coefficient de polarisation de température.	98
Figure III.17	Effet de la pression sur le flux de perméat pour les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur de 637 kg/h, 689 kg/h, respectivement (a). Effet de la concentration des sels sur le flux de perméat avec une pression de vide de 10000 Pa et le débit massique d'alimentation de VMD de 1000 kg/h (b).	100
Figure.III.18	Effet de la pression sur le flux de perméat pour les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur de 852 kg/h, 844 kg/h, respectivement (a). Effet de la concentration des sels sur le flux de perméat avec une pression de vide de 10000 Pa et le débit massique d'alimentation de VMD de 1100 kg/h (b).	100
Figure.III .19	Variation de gain de rendement (a) et (b) taux de récupération thermique en fonction de temps (les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur sont respectivement 637 kg/h, 689 kg/h, le débit massique d'alimentation de 1000 kg/h, la pression de vide de 10000 Pa, la concentration de chlorure de sodium de 30g/L et le jour : 162, Juin).	101
Figure III.20	Variation de gain de rendement (a) et (b) taux de récupération thermique en fonction de temps (les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur sont respectivement 852 kg/h, 844 kg/h, le débit massique d'alimentation de 1100 kg/h, la pression de vide de 10000 Pa, la concentration de chlorure de sodium de 30g/L et le jour : 162, Juin).	102
Figure.III.21	Variation du flux de perméat au cours de différents jours de l'année (les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur sont respectivement 637 kg/h , 861 kg/h, la pression de vide de 10000 Pa, le débit massique d'alimentation de 1000 kg/h , la concentration de chlorure de sodium 30g/L et le jour : 162,Juin)	103
Figure III.22	Variation du flux de perméat au cours de différents jours de l'année. (Les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur sont respectivement 852 kg/h, 844 kg/h, la pression de vide 10000 Pas, le débit massique d'alimentation de 1100 kg/h, la concentration de chlorure de sodium 30g/L et le jour : 162, Juin).	103
Figure III.23	Évolution de l'irradiation solaire globale sur la surface horizontale et inclinée	103
Figure III.24	Courbes représentatives de la variation de la température ambiante	105
Figure III.25	Variation taux de taux de satisfaction en fonction de mois	105
Figure III.26	Variation de la charge énergétique en fonction du mois	108
Figure III.27	Variation du flux de perméat au cours de différents jours de l'année pour des surfaces des capteurs de (a) 92m^2 et (b) 77 m^2, respectivement.	109
Figure III.28	Variation de la production de l'eau en fonction de mois	110

Figure III.29 Schéma d'une unité de dessalement de l'eau de mer couplé avec l'énergie solaire sans stockage d'eau chaude en amont (shéma1). 111

Figure III.30 Schéma d'une unité de dessalement de l'eau de mer couplée avec l'énergie solaire avec une cuve stockage en amont du traitement (shéma2). 112

Figure III.31 Variation de la température mensuelle dans le capteur solaire (T_{oc}), VMD (T_f) et le réservoir de stockage (T_{av}) pour l'unité de dessalement sans le stockage de l'eau chaude (Bouzaréah). 113

Figure III.32 Variation du flux de perméat mensuelle pour l'unité de dessalement de l'eau sans le stockage de l'eau chaude (Bouzaréah). 113

Figure III.33 Variation de la température mensuelle dans le capteur solaire (T_{oc}), VMD (T_f) et le réservoir de stockage (T_{av}) pour une unité de dessalement sans le stockage de l'eau chaude (Ghardaïa). 114

Figure III.34 Variation du flux de perméat mensuelle pour l'unité de dessalement de l'eau et sans le stockage de l'eau chaude (Ghardaïa). 114

Figure III.35 Variation de la température mensuelle dans le capteur solaire (T_{oc}), VMD (T_f) et le réservoir de stockage (T_{av}) pour l'unité de dessalement de l'eau avec le stockage de l'eau chaude (Ghardaïa). 115

Figure III.36 Variation du flux de perméat mensuelle pour l'unité de dessalement de l'eau avec le stockage de l'eau chaude (Ghardaïa) (Ghardaïa). 116

Figure III.37 Variation de la température mensuelle dans le capteur solaire (T_{oc}), VMD (T_f) et le réservoir de stockage (T_{av}) pour l'unité de dessalement de l'eau avec le stockage de l'eau chaude (Bouzaréah). 116

Figure III.38 Variation du flux de perméat pour l'unité de dessalement de l'eau avec le stockage de l'eau chaude (Bouzaréah). 117

Liste des Tableaux

Tableau II.1	Coefficients de modèle de Perrin Brichambaut	34
Tableau III.1	Dimensions des différents éléments de l'unité	79
Tableau III.2	Données complétées pour VMD et le capteur solaire	80
Tableau III.3	Indices de performance de qualité de l'ajustement des modèles	84
Tableau III.4	Paramètres de la modélisation de l'éclairement solaire global (Bouzaréah)	85
Tableau.III.5	Coefficients de la modélisation de l'éclairement solaire global (Ghardaïa)	88
Tableau.III.6	Paramètres de la modélisation de la température ambiante (Bouzaréah)	89
Tableau.III.7	Paramètres de la modélisation de la température ambiante (Ghardaïa).	91
Tableau III.8	Équations de l'efficacités des capteurs solaires	93
Tableau. III.9	Résultats du calcul obtenu par la méthode f-chart (Bouzaréah).	106
Tableau. III10	Résultats du calcul obtenu par la méthode f-chart (Ghardaïa).	107
Tableau.III.11	Résultats de la production de l'eau dessalée.	111

Liste des symboles

A_m	Surface de la membrane	[m^2]
A_c	Surface de capteur solaire	[m^2]
A	Coefficient constant	[-]
Á	Coefficient constant	[-]
Ḃ	Coefficient constant	[-]
B	Coefficient de perméabilité de la membrane	[mol/Pa m^2 s]
B_c	Facteur de forme du pore	[-]
Ć	Coefficient constant	[-]
C	Coefficient constant	[-]
C_{fi}	Concentration de sels à la membrane	[mol/L]
C_{fm}	Concentration des substances accumulées dans le côté alimentation au voisinage de la membrane	[mol m^{-3}]
C_{mp}	Concentration des substances accumulées dans le côté perméat au voisinage de la membrane	[mol m^{-3}]
C_{pe}	Concentration de sels dans le côté perméat	[mol m^{-3}]
C_f	Concentration de sels dans le côté d'alimentation	[mol m^{-3}]
c	paramètre du modèle	[-]
C_p	Capacité calorifique massique	[J/kg.K]
c_f	Concentration de la solution aqueuse de l'alimentation	[mol m^{-3}]
d_0	Diamètre à l'extérieur de fibre creuse	[m]
di	Diamètre à l'intérieur de fibre creuse	[m]
d_h	Diamètre hydraulique	[m]
d_p	Diamètre des pores	[µm]
d_{fib}	Diamètre des fibres	[m]
$Er_{\ average}$	Erreur moyenne	[%]
$F_R(\tau_v\alpha_p)_e$	Rendement optique du couvert	**[-]**
F_RU_c	Coefficient de pertes thermiques de capteur	**[**W/m^2 °C**]**
F_R	Facteur de conductance de l'absorbeur	[-]
F'_R/F_R	Correction de l'échangeur	[-]
f_j	Fraction des pores ayant un rayon de pore	[-]
G_h	Irradiation solaire globale	[W/m^2]
G_β	Irradiation solaire globale sur un plan incliné	[W/m^2]
G_d	Rayonnement diffus sur une surface horizontale	[W/m^2]
G_b	Rayonnement direct sur une surface horizontale	[W/m^2]
h_t	Hauteur	[m]
ΔH_v	Chaleur latente de vaporisation de l'eau	[J/kg]
H_L	Enthalpie de la vapeur d'eau,	[J/ kg]
H_t	Coefficient de transfert de chaleur global	[J/ kg]
$H_L\{T_0\}$	Enthalpie de la vapeur d'eau à une température de référence	[J/ Kg]

h	Angle d'élévation solaire	[deg]
h_f	Coefficient de transfert de chaleur	[W/m^2.K]
h_v	Coefficient de transfert de chaleur lié à la vapeur	[W/m^2.K]
h_m	Coefficient de transfert de chaleur dans la membrane	[W/m^2.K]
h_p	Coefficient de transfert de chaleur dans le perméat	[W/m^2.K]
i	Nombre des molécules	[-]
j	Nombre des molécules	[-]
J_i	Flux massique de l'espèce i	[kg/m^{2}s]
J_v	Flux massique de l'eau	[kg /m^2 s]
$J_{v(z)}$	Flux volumique	[m^3/m^2 s]
J_{ve}	Flux massique (vapeur d'eau)	[Kg/m^{2}h]
K_B	Constante de Boltzmann	[J/K]
K_n	Nombre de Knudsen	[-]
k_t	Conductivité thermique	[W/m.K]
k_f	Coefficient de transfert massique	[m/s]
k_m	Coefficient de conduction thermique	[W.m^{-1}. K^{-1}]
L	Longueur de la membrane	[m]
L_v	Chaleur latente de vaporisation	[J /kg]
M_i	Masse molaire de l'espèce i	[g/mol]
M	Masse molaire de l'eau	[g/mol]
M_s	Masse molaire de chlorure de sodium	[g/mol]
$(\dot{m}C_p)_{hot}$	Débit de capacité thermique massique de fluide chaud	[W/K]
$(\dot{m}C_p)_c$	Débit de capacité thermique massique du fluide circulant dans le capteur	[W/K]
$(\dot{m}C_p)_{cold}$	Débit de capacité thermique massique de fluide froid	[W/K]
$(\dot{m}C_p)_{min}$	Débit de capacité thermique massique minimale	[W/K]
$\dot{m}_h$	Hot feed [kg/h] flow rate	[kg/h]
$\dot{m}_f$	Le débit dans le côté de l'alimentation	[kg/h]
$\dot{m}_p$	Débit de perméat	[kg/h]
$\dot{m}$	Débit massique	[Kg/s]
m	Dernière classe de pores dans la région de Knudsen	[-]
N	Nombre total de pores par unité de surface	[-]
N_J	Nombre des jours dans le mois.	[-]
$\dot{n}$	Débit molaire	[mol /s]
$\overrightarrow{n_h}$	La normale au plan horizontal	[-]
$\overrightarrow{n_\beta}$	La normale au capteur plan	[-]
n_{fib}	Nombre de fibre de creuse	[-]
n	Paramètre du modèle	[-]
n_i	Viscosité d'espèce i	[Pa.s]
p_o	Pression de vapeur du côté aval de la membrane	[Pa]
P_e	Pression maximum de perméat à l'extrémité de la membrane	[Pa]
P	Pression moyenne dans les pores de la membrane	[Pa]

P_2	Paramètre du modèle	[-]
P_3	Paramètre du modèle	[-]
P_4	Paramètre du modèle	[-]
P_f	Pressions de vapeur dans le côté de l'alimentation	[Pa]
P_{fm}	Pressions de vapeur à l'interface de l'alimentation	[Pa]
$\overline{P}$	Pression moyenne ou température absolue	[Pa]
ΔP_{H20}	Différence de pression partielle	[Pa]
P_p	Pressions de vapeur dans le côté du perméat	[Pa]
p	Dernière classe de pores dans la région de transition	[Pa]
P_s	Pression de saturation	[Pa]
p^{sat}	Pression de saturation	[Pa]
Q_c	Charge du bassin obtenue par le bilan thermique	[kWh/m^2]
Q	Énergie thermique	W
Q_o	Débit global de vapeur d'eau	[kg/s]
Q_{abs}	Puissance solaire absorbée par capteur solaire	[W/m^2]
Q_{losses}	Puissance thermique perdue vers l'extérieur	[W/m^2]
Q_{max}	Maximum heat exchange	[W/m^2]
$Q_{process}$	Puissance de process	[W/m^2]
Q_u	Puissance thermique utile récupérée par le fluide	[W/m^2]
R	Constante des gaz parfaits	[J/g mol]
R_b	Facteur de conversion	[-]
r_{out}	Rayon intérieur de la membrane	[m]
r_{in}	Rayon extérieur de la membrane	[m]
r_p	Rayon moyen des pores	[µm]
r_{max}	Rayon du plus grand pore	[µm]
r_k	Rayon des pores dans la région Knudsen	[µm]
r_t	Rayon des pores dans la région de poiseuille	[µm]
$T_{\lfloor m}$	La température moyenne entre les interfaces de la membrane et du côté de l'alimentation	[K]
$\overline{T}_{min}$	Température journalière moyenne minimale	[K]
$T_{f\lfloor z}$	Température de l'alimentation moyenne	[K]
$T_{f\lfloor m}$	Température à l'interface de la membrane	[K]
T	Température moyenne dans les pores de la membrane	[K]
T_a	Température absolue	[K]
T_{ref}	Valeur empirique de référence	[°C]
T_a	Température ambiante	[K]
T_{ic}	Température d'entrée dans le collecteur	[K]
T_{min}	Température minimale	[K]
T_0	Température de référence	[K]
ΔT_f	Différence de température entre compartiment d'alimentation et la surface de membrane	[K]
ΔT_f	Abaissement de la température d'alimentation dans module membranaire	[K]
T_p	Température d'alimentation à l'entrée des modules de membranaire	[K]

T_{ps}	Température d'alimentation à la sortie de modules membranaire	[K]
T_{oc}	Température à la sortie *du* collecteur	[K]
T_p	Température de Process ou température d'entrée dans le module membranaire	[K]
T_{ps}	Température à la sortie du module membranaire	[K]
T_R	Température de réseau	[K]
$\overline{T}$	Température moyenne	[K]
$T_{moy(f)}$	Température de la membrane côté alimentation et l'interface de membrane	[K]
t	Temps	[Heure]
Δt	Nombre de seconds par mois.	[s]
TRR	Taux de récupération thermique	[-]
U_L	Coefficient de perte thermique globale vers l'extérieure	[W/m^2.K]
V	Volume	[m^3]
$\dot{V}$	Débit volumique	[m^3/s]
V_m	Volume molaire	[m^3/mol]
V_f	Débit volumique	[m^3/ h]
v	Vitesse	[m/s]
X_{exp}	Valeurs expérimentales	[-]
X_{mod}	Valeurs simulées	[-]
x_{fm}	Fractions molaires au voisinage de la membrane	[-]
x_f	Fractions molaires d'eau dans l'alimentation	[-]
x_s	Fraction molaire de sel	[-]
x_{NaCl}	Fraction molaire de chlorure de sodium	[-]
x_w	Fraction molaire de l'eau	[-]
W	Largeur de la membrane	[m]
Z	Paramètre du modèle	[-]
z	Coordonnée axiale pour une fibre creuse	[m]

Lettres grecques

α_p	Coefficient d'absorption	[-]
β	Angle incidence sur une surface inclinée	[deg]
γ_w	Coefficient d'activité de l'eau .	[-]
γ_s	Déviation azimutale	[deg]
γ_s	Déviation azimutale	[deg]
δ_m	Epaisseur de la membrane	[m]
δ	Déclinaison du soleil	[deg]
η	Viscosité de l'eau	[kg/m.s]
η	Efficacité de transfert thermique	[%]
θ	Angles incidence formé par la perpendiculaire au plan du capteur et rayon solaire	[deg]

θ_h	Formé par la normale au plan horizontal et le rayon incident	[deg]
$\theta_{liquide-solide}$	Angle de contact entre liquide et membrane	[deg]
λ_i	Parcours libre moyen	[µm]
λ_g	Coefficient de conduction thermique dans le gaz (vapeur)	[W.m^{-1}. K^{-1}]
λ_s	Coefficient de conduction thermique dans la membrane	[W.m^{-1}. K^{-1}]
γ_L	Tension superficielle du liquide	
μ	Viscosité cinématique	[Pa.s]
μ_v	Viscosité de vapeur de l'eau	[Pa.s]
ε	Efficacité de l'échangeur	[-]
ζ	Porosité de la membrane	[-]
ρ_d	Coefficient de réflectance du sol	[-]
ρ	Densité molaire	[mol/m^3]
ρ_m	Densité massique	[kg/m^3]
ρ_{ms}	Densité massique de chlorure de sodium	[kg/m^3]
σ	Diamètre de collision de l'eau	[m]
$(\tau_c \alpha_p)_e$	Produit effectif transmittance-absorption	[-]
$(\tau\alpha)_e/(\tau\alpha)_n$	Correction de rendement optique.	[-]
$\overline{(\tau\alpha)}$	Moyenne mensuelle du produit transmittance–absorptance du collecteur	[-]
$(\tau\alpha)_n$	Produit transmittance–absorptance du collecteur pour une incidence normale.	[-]
τ	Facteur de tortuosité	[-]
τ_c	Transmittance	[-]
φ	Latitude du lieu	[deg]
ω	Angle horaire	[deg]

Introduction générale

Le manque d'eau est la conséquence du changement climatique qui constitue l'un des principaux obstacles au développement économique du pays. Cependant, les pays arabes se trouvent dans des régions généralement très arides. En plus, ces pays représentent 5% de la population mondiale et occupent 10% de la surface terrestre, ils possèdent seulement 1% d'eau douce (Badran *et al*., 2017). Certains pays arabes comme la Jordanie, la Lybie, le Koweït, le Qatar, l'Arabie Saoudite et les Emirats Arabes Unies connaissent une véritable pénurie hydrique durant la saison sèche et pour l'Egypte, le Maroc et la Syrie devraient subir une grave pénurie d'eau à partir de 2050 (Elliott et Breslin., 2011). Selon le rapport de la banque mondiale pour Algérie, le pourcentage du produit intérieur brut (PIB) des dépenses dans le secteur de l'eau est passé de 1,3% en 2001 à 1,9% en 2005 (World Bank, 2007).

L'Algérie est généralement considérée comme un pays semi-aride et souffre actuellement de stress hydrique, qui tend à s 'aggraver en raison du bouleversement climatique et de la baisse de la pluviométrie (Sadi et Kehal, 2002). D'après les prévisions du gouvernement Algérien en 2004, l'agriculture absorbe environ 64,9% de ces prélèvements d'eau, contre moins de 21% pour consommation domestique et industrielle (World Bank, 2007). La demande en eau pour tous les secteurs atteindra vraisemblablement à 3,5 milliards de m^3 en 2030 (Hamiche *et al.*,2015), qui dispose d'un approvisionnement en eau naturel inférieur à 500 mètres cube par habitant par an. La planification et la gestion efficace des ressources en eau dépendent de la mise en place des systèmes incluant des moyens qui leur permettent d'accéder à la connaissance de nouvelles ressources en eau afin de résoudre les problèmes relatifs à la pénurie des ressources (Oxford Business group, 2012).

Le gouvernement prévoit la réalisation des stations du dessalement de l'eau de mer pour satisfaire les besoins croissants du pays, mais ces stations du dessalement sont caractérisées par une forte consommation de l'énergie (World Bank, 2007 ; Naimi Ait-Aoudia *et al*., 2016). Les méthodes de dessalement adoptées sont principalement l'osmose inverse qui consomme en général de l'énergie tandis le procédé de nanofiltration consomme deux fois moins d'énergie que le procédé de l'osmose inverse mais les membranes sont très coûteuses et présentent une durée de vie limitée, en raison des pressions de travail élevées (Howell, 1990 ; Crini et Badot, 2007). Le gouvernement a fait forer des puits d'eau dans les déserts

de l'Algérie pour résoudre les problèmes du stress hydrique. L'eau saumâtre a été rencontrée à certaine mètres de profondeur sur la route de Ghardaïa à Ouargla. Les difficultés de traiter des puits d'eau incitent actuellement à rechercher une solution complémentaire (Kouzrit., 2017 ; Sekkoum et al., 2012).

La répartition optimale de cette ressource entre tous les usagers constitue le défi qui reste à surmonter pour les années à venir. Toutefois, malgré un déficit apparent, l'eau en Algérie est toujours subventionnée par l'État. En effet, malgré un coût de production estimé à 28,45 DA $.m^{-3}$, le prix de vente de l'eau de la première tranche est fixé à 6,30 DA$.m^{-3}$ (avec 1€ = 105,59 DA). Avec le nouveau procédé de dessalement, ce coût dépasse les 72 DA$.m^{-3}$. (Kertous,2013). Par conséquent, les autorités algériennes doivent trouver des solutions pour s'opposer à l'évolution défavorable de coûts qui pèsera lourdement sur le budget. Il est donc, primordial d'augmenter la productivité grâce à des ressources en eau supplémentaires en mettant en place une filière de traitement adapté intégrant une unité de dessalement. La mise en points de méthode efficace a fait encore un nombre considérable de recherches sur les procédés du dessalement de l'eau mer ou l'eau saumâtre.

Par ailleurs, il convient de souligner tout particulièrement que le procédé de distillation membranaire (MD) s'est fortement développée ces dernières années et constitue l'une des technologies clés les plus récentes sur le développement des ressources en eau non conventionnelle en raison de la production d'eau de haute pureté provenant du dessalement de l'eau saumâtre ou de l'eau de mer .Parmi toutes les méthodes de dessalement envisageables, la configuration VMD distillation membranaire à sous vide, qui semble la plus appropriée à cause de son efficacité que cette configuration a suscité sa large part de recherches (Belessiotis *et al*.,2016; Lawson et Lloyd, 1997).Cette technique présente des performances thermiques élevées fonctionnante à une basse température, et qu'elle peut être également couplée avec capteur solaire plan à basse température offrant une compatibilité environnementale et un grand intérêt économique pour les pays en voie de développement permettant des économies d'énergie de chauffage (Belessiotis *et al*.,2016 ; International Renewable Energy Agency, 2014) .

Cette étude s'intéresse spécialement à la modélisation d'une unité de distillation membranaire à sous vide VMD de l'eau salée couplée avec des capteurs solaires thermiques

plans. En effet cette unité nécessite une température entre 50 et 90°C permettant d'augmenter sensiblement la production d'eau dessalée et réduire la consommation de l'énergie. En effet, dans le cadre de cette étude, notre attention aura à se concentrer tout spécialement sur l'estimation de flux de perméat au cours de l'année et ceci peut être évalué à partir des données enregistrées à Ghardaïa et à Bouzaréah. Cette étude consiste à intégrer un modèle au sein de l'environnement de simulation (TRNSYS) pour ajouter un nouveau composant (VMD) dans la librairie des composants standards de TRNSYS.

Ce travail est organisé en trois chapitres, le chapitre I, décrit brièvement le procédé de distillation membranaire et ses applications ainsi que l'influence des conditions opératoires sur dessalement par distillation membranaire à sous vide VMD et propose les repères bibliographiques des travaux de recherche notamment, ceux qui touchent au domaine expérimental et la modélisation des processus de dessalement .Le procédé VMD semble facilement améliorable en couplant VMD au capteur solaire plans; ceci nous amène à présenter brièvement dans le chapitre II les notions principales de l'énergie solaire , qui comprend aussi une première partie, qui décrit la conversion thermique de l'énergie solaire au niveau du capteur solaire et les échanges thermiques intervenant dans l'échangeur à contre-courant, une seconde étudie les transformations thermodynamiques mises en œuvre dans le système membranaire, la dernière développe l'équation globale du système. Le modèle développé au niveau de l'unité de VMD est intégré dans le logiciel TRNSYS couplé avec CODE : BLOCK pour produire un nouveau composant. Dans chapitre III, on dispose également les résultats de modélisation numérique et une analyse paramétrique de l'unité du dessalement. Un intérêt particulier sera accordé à la validation du modèle avec les données de la littérature. Cette étude sera achevée avec une conclusion générale et des perspectives dégagées pour la poursuite de ce travail de recherche.

Chapitre I
État de l'Art

I.1. Introduction

La technologie de la distillation membranaire (DM) offre une approche prometteuse pour le traitement de l'eau saumâtre ou de l'eau de mer. Ce procédé est employé à une grande ou petite échelle ; mais le dessalement de l'eau à une grande échelle pour produire de l'eau douce pour la consommation humaine au quotidien coûte cher, puisque le dessalement exige l'utilisation d'une technologie spéciale ainsi de grandes quantités d'énergie. Ce processus présente un mode de chauffage dont un appareil disposé de façon que la distillation membranaire fonctionnant à la pression atmosphérique et à des températures inférieures à 100 ° C. Le chauffage de l'eau salée fait appel de préférence aux énergies renouvelables. En effet, l'utilisation de l'énergie solaire en tant que source d'énergie peut représenter une potentielle ressource énergétique. Dans ce chapitre, nous allons présenter la distillation membranaire, le mécanisme de fonctionnement ainsi que le modèle y afférant.

1.2. Procédé de la distillation membranaire

La distillation membranaire est un procédé de séparation membranaire non- isotherme, dans laquelle les molécules de vapeur d'eau sont transférées à travers la membrane hydrophobe microporeuse. Dans ce procédé, la force de transfert peut être assimilée à une différence de pression partielle entre les deux côtés de la membrane, provoquant ainsi une évaporation du liquide dans le côté d'alimentation ainsi la force motrice est générée par la différence de température entre les compartiments. En revanche, elle peut rester une solution alternative intéressante pour les réserves d'eau dessalées, ce qui permet une production de distillat de haute qualité, et capable de fonctionner à basse température. Les caractéristiques essentielles d'une membrane pour le procédé de DM sont les suivants (Belessiotis *et al*.,2016 ; Lawson et Lloyd,1997 ; Jonsson *et al*., 1985) :

1. La membrane doit être poreuse constituée d'une seule couche ou multicouche, sur laquelle se fixe ou moins une couche constituée de matériaux hydrophobes.
2. La propriété physico-chimique de la membrane ne peut modifier l'équilibre vapeur-liquide, ainsi que chaque composé impliqué dans ce processus.

3. La pression d'entrée du liquide doit être aussi élevée plus que possible afin de prévenir un mouillage des pores. Cette pression peut être obtenue au moyen des matériaux, qui présentent une faible énergie de la force d'adhésion sur des surfaces et des pores de petite taille.
4. La taille des pores est comprise entre 100 nm et 1.0 μm, avec une répartition étroite des pores, de sorte que la solution ne pénètre pas à travers les pores de la membrane.
5. La porosité de la membrane est comprise entre 70 et 80%, car l'existence d 'une très une forte porosité conduisant à une grande surface d'évaporation, de plus d'une faible stabilité membranaire (fissure) avec une faible résistance mécanique.
6. L'augmentation exagérée de l'épaisseur de la membrane provoque une forte augmentation de la perméabilité membranaire. Cependant, afin d'optimiser la surface membranaire, l'épaisseur doit être judicieusement choisis pour maximiser les échanges et diminuer les pertes thermiques à travers la membrane.
7. La membrane idéale de DM doit présenter une bonne stabilité thermique et une excellente résistance chimique aux solutions d'alimentation.

I.3. Mécanisme de la distillation membranaire

La distillation membranaire DM est un processus hybride relativement simple et efficace, qui réside dans une combinaison de procédé de la distillation thermique et la technologie membranaire. Le procédé de distillation thermique est employé pour séparer les substances volatile ou combinée avec une substance fixe, qui peut s'effectuer qu'à des températures supérieures à 50 °C (Belessiotis *et al*.,2016 ; Khayet, 2011). Le procédé de DM repose sur le principe de l'équilibre liquide-vapeur correspondant à la séparation envisagée, ce qui permet de relier la concentration des solutés à cette loi de l'équilibre. Au début de ce processus, la solution aqueuse chaude s'écoule vers le côté d'alimentation, qui sera mise en contact avec la vapeur libérée par l'intermédiaire d'une membrane poreuse. La nature hydrophobe de la membrane empêche la pénétration de la solution dans les pores de la membrane, qui est assurée grâce à la tension superficielle, mais il permet le passage de la vapeur. Comme la tension superficielle de la solution est supérieure à la tension superficielle critique de la membrane, laquelle empêche que la solution de pénétrer dans les pores de la membrane.

L'équilibre entre la vapeur et le liquide est mis en jeu dans le procédé de séparation de distillation membranaire, ceci permet de séparer une nouvelle phase, vapeur, qui se forme à partir de la phase initiale liquide, vers la phase vapeur qui lui fait, l'équilibre. Le gradient de pression partielle généré par la différence de température entre les deux côtés de la membrane provoque ainsi une évaporisation de la solution aqueuse à l'interface de la membrane, et la vapeur formée est ensuite transférée à travers les pores de la membrane, lorsque la différence de pression de vapeur est maintenue entre les deux côtés de la membrane. Enfin, les molécules volatiles se condensent à l'intérieur ou à l'extérieur du module membranaire par divers procédés. (Lawson et Lloyd, 1997 ; Curcio et Drioli, 2005 ; El-Bourawi *et al*., 2006).

I.4. Configurations de la distillation membranaire

Le procédé de DM peut être divisé en quatre configurations différentes, dont la différence réside uniquement dans le côté du perméat et dépend de la façon dont elle génère la différence de la pression partielle, à la laquelle s'effectue la condensation et la vaporisation. Les procédés les plus connus sont :

- Distillation membranaire à intervalle gazeux (AGMD) (figure (d))
- Distillation membranaire à contact direct (DCMD) (figure (a))
- Distillation membranaire à entraînement gazeux (SGMD) (figure (b))
- Distillation membranaire à sous vide VMD (figure (c))

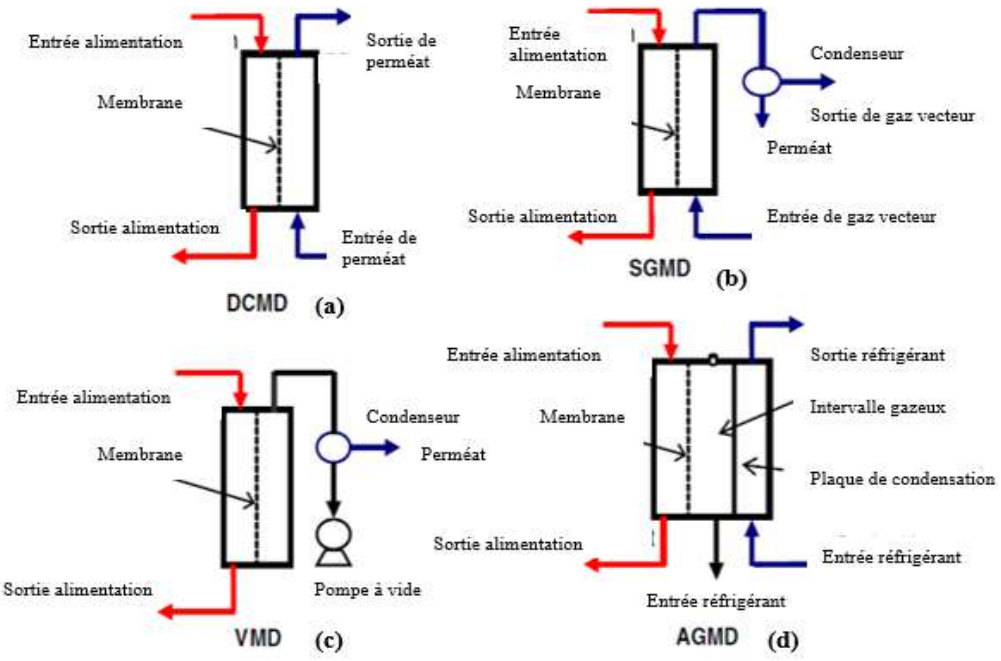


Figure I.1.Configurations de distillation membranaire (Qtaishat et Banat, 2013).

I.4.1. Distillation membranaire à contact direct (DCMD)

En, 1967, Weyl a été le premier à effectuer le dessalement par le processus DCMD, mais le flux de perméat obtenu était inférieur à 1 kg / m^2 h (Weyl, 1967). Dans cette configuration, la membrane est mise en contact direct avec le côté d'alimentation contenant du liquide chaud et de l'autre côté de perméat contenant du liquide froid. La différence transmembranaire de la pression partielle est générée par une différence de température entre les deux côtés. Les molécules volatiles s'évaporent à l'interface de la membrane/ côté d'alimentation, en traversant les pores de la membrane sous forme gazeuse et la condensation s'effectue à l'interface entre la membrane et le compartiment de perméat. La configuration de DCMD est limitée par les phénomènes de polarisation de température et de concentration (Belessiotis, *et al*.,2016 ; Qtaishat et Banat, 2013).

I.4.2. Distillation membranaire à intervalle gazeux (AGMD)

La configuration AGMD a été développée par Gore en 1982 indiquant que la réduction des pertes de chaleur à travers la membrane était considérée comme très important (Gore, 1982). Il s'agit d'une variante de DM, dans laquelle un intervalle gazeux inerte interposé entre la membrane et une surface de condensation. La différence transmembranaire de la pression partielle est générée par une différence de température entre les deux côtés. Dans ce cas, les molécules de vapeur pénètrent à travers les pores de la membrane à intervalle gazeux, et s'y condensent finalement au contact de la surface froide, qui se trouve à l'intérieur du module membranaire. Par ailleurs, les pertes de chaleur par conduction sont relativement faibles dans cette configuration. Il est à noter que la présence d'une résistance supplémentaire au transfert de chaleur et de matière due au film gazeux (Belessiotis *et al*.,2016 ; Qtaishat et Banat, 2013).

I.4.3. Distillation membranaire à entraînement gazeux (SGMD)

Il convient de mentionner que la configuration SGMD a été utilisé pour la première fois par Bodell en 1963 décrivant le système et la méthode de conversion de l'eau non potable en eau potable en utilisant une membrane tubulaire en silicone ayant un diamètre intérieur de 0,30 mm et de diamètre extérieur de 0,64 mm (Bodell ,1963 ; Bodell, 1968). En 1967, le processus SGMD a été examiné par Henderyckx et Van Haute (Henderyckx, 1967 ; Van Haute et Henderyckx, 1967). Cette configuration est basée sur l'utilisation d'un gaz inerte froid (par exemple l'azote ou l'air), qui agit comme un gaz vecteur de la vapeur formée dans

le compartiment de perméat et la condensation de cette vapeur a lieu dans une chambre séparée à l'extérieur du module membranaire. La différence transmembranaire de pression partielle est générée par une différence de température entre le côté d'alimentation et le gaz vecteur froid inerte. Le SGMD, permet d'obtenir des flux plus importants mais le principal l'inconvénient de cette technique réside dans le fait qu'elle nécessite un grand condensateur et un apport continu d'un gaz vecteur inerte, ce qui entraine des coûts supplémentaires (Belessiotis *et al*.,2016 ; Qtaishat et Banat, 2013).

I.4.4. Distillation membranaire à sous vide VMD

En 1963, Bodell a suggéré pour la première fois une nouvelle configuration qui fonctionne à faible pression à l'intérieur d'une membrane tubulaire en silicone en appliquant du vide en continu du côté de perméat du module membranaire grâce à une pompe à vide. Ce système est actuellement connu sous le nom de la configuration de VMD (Bodell ,1963 ; Bodell, 1968). En effet, parmi les techniques qui peuvent être utilisées pour augmenter le flux de perméation en DM, citons l'application d'un vide en continu au niveau du côté de perméat, qui permet de chasser l'air des pores. Le gradient de pression est généré par la différence entre la pression partielle du liquide chaud occupant le côté d'alimentation et la pression partielle appliquée dans le côté de perméat. La pression appliquée doit être obligatoirement inférieure à la pression saturante des molécules volatiles, dont on veut séparer et recueillir les parties les plus volatiles. Les molécules volatiles s'évaporent ainsi à l'interface liquide chaud/vapeur, en traversant la membrane sous forme gazeuse et s'y condensent finalement à l'extérieur du module membranaire à des températures inférieures à la température ambiante (Lawson et Lloyd, 1997 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Belessiotis *et al*., 2015). Cette configuration comporte deux avantages majeurs :

1- La résistance de transfert de chaleur au sein d'une couche limite est négligeable, ce qui implique une diminution de la chaleur conduite à travers la membrane. La perte de chaleur par conduction est relativement faible, ceci est dû à l'isolation à travers la matrice membranaire maintenue sous vide. La couche limite est négligeable dans le côté de perméat, ce qui conduit à l'abaissement de la quantité de chaleur transférée à travers la membrane.

2- La résistance de transfert de masse est réduite, que lorsque la diffusion des molécules évaporées à l'intérieur des pores est favorisée à l'interface d'alimentation / membrane.

Toutefois, le risque de mouillage des pores en VMD est plus élevé que les autres configurations à cause de la pression appliquée, qui peut être considérée comme un inconvénient dans cette configuration (Khayet et Matsuura, 2011). La VMD possède de nombreux avantages qui peuvent la rendre suffisante et intéressante dans les conditions opératoires ordinaires, cette configuration est particulièrement plus importante en comparaison avec les autres configurations.

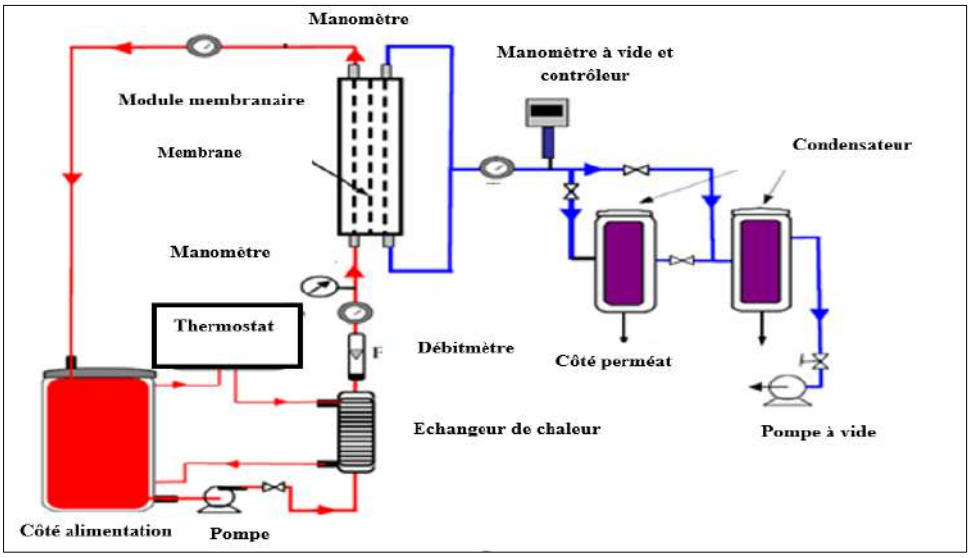


Figure I.2. Schéma du montage expérimental typique de VMD

I.5. Application du procédé de VMD

Couffin et al. ont appliqué le procédé de VMD pour extraire les composés halogénés à savoir, le chloroforme, le trichloréthylène et le tétrachloroéthylène (Couffin *et al.*, 1998). Le procédé de VMD suscite un intérêt croissant en raison de son large domaine d'application incluant le traitement des solutions aqueuses d'alcools (Hoffman *et al.*, 1987), la concentration de jus de fruits avec la récupération des composés aromatiques (Soni et al.,2008) et la concentration de l'éthylène glycol à partir des liquides de produits réfrigérants usagés (Mohammadi et Akbarabadi, 2005). Par ailleurs, le procédé de VMD a été utilisé

dans l'élimination de l'Ammoniac (EL-Bourawi *et al*., 2007) et ce traitement des eaux usées de l'industrie des textiles (Criscuoli *et al.*, 2008).

I.6. Technologie du procédé de VMD dans le dessalement

Le procédé de distillation membranaire a été efficacement étudié pour le traitement de l'eau de mer ou de l'eau saumâtre pour la production de l'eau distillée (Lawson et Lloyd, 1996 ; Banat *et al*., 2005 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Lee et Kim, 2013 ; Soni *et al*.,2008 ; Belessiotis *et al*., 2016 ; Chiam et Sarbatly, 2016). Parmi ces études, on peut citer celle qui se rapporte au traitement d'une solution aqueuse en chlorure de sodium de concentration de 35 g/L à une température de 55 °C avec l'utilisation d'une membrane en polyéthylène PE dont la porosité de la membrane, d'environ 66.3 %, et le diamètre moyenne des pores de 8.10^{-2} µm. Elles ont révélé que le flux de perméat en VMD est d'environ 3500 ml / m^2r. Ce flux est significativement plus élevé que celui enregistré en DCMD dans les mêmes conditions, qui n'atteint que 750 ml / m^2h (Li *et al*., 2003). Li et al. ont utilisé une membrane hydrophobe recouverte d'un film de silicone et de fluoropolymère, dont les fibres creuses sont disposées dans un module rectangulaire. Ils ont trouvé que le flux de perméat le plus élevé atteignant 70 kg/ m^2h pour une concentration de 1 % en chlorure de sodium avec une température de 85°C et la pression de vide est comprise entre 8 et 8 .8 KPa (Li et Sirkar, 2005).

Xu et al.ont réalisé une installation pilote VMD par un module en PVC contenant des membranes à fibre creuse de polypropylène, dont le diamètre de 327 µm et l'épaisseur de 53 µm. Pendant le traitement, le chauffage de l'eau du côté d'alimentation est assuré par la chaleur dégagée par le moteur du navire, ainsi les différentes conditions opératoires sont investiguées. Il apparaît que le facteur de rejet avoisinant 99.99% avec un flux de perméat de 5.4 kg/ m^2h à une température de 55°C et la pression appliquée en aval de 93 kPa. Ils ont pu maintenir ce facteur de rejet après 5 mois de fonctionnement (Xu *et al*., 2006).

Wirth et Cabassud ont consacré leur étude au traitement des solutions aqueuses en chlorure de sodium dont les concentrations varient entre 15 et 300 g/L. Par ailleurs, ils ont noté que la qualité de l'eau ultra pure obtenue est comparable pour les différentes solutions salines. Cette étude montre aussi que l'efficacité de traitement des solutions saline est moins de 30%, lorsque la concentration en chlorure de sodium augmente de 15 à 300 g/L (Wirth et Cabassud, 2002). Les mêmes auteurs (Cabassud et Wirth, 2003) se basant sur la méthode

de calcul développé afin de choisir une membrane à fibre creuse, de réduire la consommation d'énergie et le temps du traitement. Ils ont démontré que la perméabilité membranaire est 100 fois plus grande que la perméabilité de la membrane commerciale à basse température (25°C). Les performances qu'ils ont obtenues permettent de démontrer que le procédé de l'osmose inverse ne peut rivaliser économiquement avec le procédé de VMD, qui consomme moins de 2 kWh/ m^3 de l'énergie, tout en assurant la même production de l'eau distillée avec un flux de perméat compris entre 5 et 15 L/m^2 h.

Le traitement de l'eau de mer a été réalisé par la mise en place d'une installation d'un système de l'osmose inverse en méditerranée, Mericq et al.ont rapporté que colmatage cristallin ne peut intervenir en présence de très peu de dépôt de cristaux de sulfate de calcium. De plus, ils ont constaté que le processus de VMD combiné avec l'osmose inverse présentant un facteur de récupération supérieur à 89%, cela correspond à une réduction du volume de saumure pour un facteur de l'ordre de 5.5, qui est accompagnée d'une augmentation de la production de l'eau distillée pour un facteur supérieur à 2. Cette étude indique que la concentration par le procédé de l'osmose inverse augmente de 64 à 300 g/L, cette concentration en proportion du facteur de réduction volumique tandis que le flux de VMD varie de 17 à 71 L/ m^2h avec une pression en aval fixé à 6 kPa et la température de l'alimentation est de 50°C, ils ont également constaté que le flux de perméat est moins limité par les phénomènes de polarisation de la température et de concentration (Mericq et al., 2010).

Actuellement, le couplage de procédé de VMD avec les autres procédés présente un grand avantage pour le dessalement de l'eau de mer à échelle industrielle et à moindre coût, comparativement à l'osmose inverse et nano filtration, de grands volumes de solution. On peut citer l'étude effectuée par Criscuoli et Drioli visait à analyser la performance de dessalement de l'eau de mer par traitement conventionnel, qui comprend la nanofiltrations (NF), l'osmose inverse (OI) et la distillation membranaire (DM). Les expériences ont démontré qu'il est possible d'atteindre avec le procédé combiné un flux de 836 m^3/L et une concentration de 0.14 g/ L, alors que le flux obtenu avec l'osmose inverse n'est que 420 m^3/ L et la concentration de 0.37 g/L. Il reste cependant que la consommation de l'énergie électrique est plus importante dans le processus combiné NF/OI/DM, qui atteint 2158 kWh, tandis que l'énergie consommée par le processus OI/DM est de l'ordre 2036 kWh (Criscuoli et Drioli, 1999).

El-Zanati et El-khatib ont également contribué à l'amélioration du rendement de production de l'eau par le traitement conventionnel (NF/OI/VMD). Il est cependant évident que le couplage de plusieurs procédés pouvant améliorer le rendement de l'eau mer de l'ordre de 76,2% avec un coût de production avoisinant 0 .92 $ (El-Zanati et El-Khatib, 2007). Dans le but d'examiner l'efficacité de traitement par les différentes configurations de distillation membranaire, Khayet et al. ont examiné les effets des paramètres opératoires tels que température, concentration en sel dans le côté alimentation et la vitesse de circulation. Le flux massique qu'ils ont obtenu avec VMD est 2.8 à 3 fois supérieur à celui obtenu par DCMD et le flux ainsi obtenu avec SGMD est 1.4 à 1 fois supérieur à celui trouvé par DCMD, et ils en ont conclu que la chaleur perdue par conduction est très faible dans SGMD et VMD (Khayet *et al*.,2003).

Cerneaux et al ont étudié l'efficacité des différentes configurations AGMD, DCMD et VMD sur le dessalement des solutions de concentration de 0.5 et 1 mol /L, dans le but de comparer leurs performances. Les taux de rejet obtenus sont supérieurs à 99% dans toutes les configurations étudiées .La température d'alimentation de la solution nécessaire au fonctionnement des différentes configurations DCMD et AGMD est limité entre 75 et 95 °C, alors que la température d'alimentation dans la configuration VMD est plus faible, d'environ 40°C et le flux de perméat le plus élevé est atteint avec la configuration de VMD Mais cet effet n'est pas maintenu pendant l'expérience et il a diminué jusqu'à 180 L/ jour m^2, ce flux est plus élevé à ceux obtenus avec les autres configurations AGMD, DCMD , qui sont respectivement, 113 L/ jour m^2 et 95 L/ jour m^2 (Cerneaux *et al*., 2009).

Cependant, Jin et al. ont étudié un nouveau processus V-MEMD, qui a été proposé par une société de technologie à Singapour et en Allemagne. Ce nouveau processus présentant une faible perte de chaleur, car le chauffage et la condensation se font à l'intérieur du processus. Ils ont évalué ainsi l'effet des différentes conditions opératoires (la température d'alimentation et la vitesse d'écoulement) sur ce processus. A une forte salinité, le flux de perméat obtenu a diminué de 15.8 à 13.9L/m^2h. Ils ont trouvé que l'augmentation de la salinité de 1 à 3 mol/ L conduisant à une réduction de flux de perméat de 18 à 20%. L'augmentation de la température d'alimentation de 310,2 à 319,2K a fortement augmenté le flux de perméat de 64% et l'augmentation de la vitesse d'écoulement de 1,1 à 2,2 m/s provoque aussi une augmentation du flux de perméat de 14 à 20%. Le phénomène de polarisation est relativement faible ainsi que le flux de perméat est maintenu constant

pendant l'expérience afin de permettre une amélioration de l'efficacité du processus (Jin *et al*., 2008). En outre, ils ont réalisé des expériences d'une manière excessivement simple mais particulièrement efficace au moyen d'un procédé de VMD utilisant un module rectangulaire à écoulement transversal. Ils ont montré que la pression partielle d'eau est presque constante, lorsque la concentration d'alimentation allant de 0,5 à 4,0% en NaCl et les pourcentages molaires et les coefficients d'activité de l'eau sont supérieurs à 98,5% et 0,992%, respectivement. Il a été par ailleurs démontré aussi que plus de 50% de résistance de transfert de chaleur se produit dans le côté d'alimentation à des débits d'alimentation inférieurs à 1200 mL /min, alors que le reste se produit dans la membrane pour des débits supérieurs à 1200 mL / min. (Chiam et Sarbatly, 2016).

I.7. Couplage de VMD avec l'énergie solaire

La technologie de dessalement par le procédé de VMD se présente comme une grande opération de fabrication de l'eau, ce procédé est économiquement inacceptable en raison de leur grande consommation de l'énergie, il ne peut être envisagé que pour les petits plans d'eau. Une des solutions les plus intéressantes est de coupler le VMD avec l'énergie solaire. La première étude qui a été faite en 1991, par Hogan et al. ont apporté une nouvelle lumière sur la faisabilité du procédé de distillation membranaire couplée avec un collecteur solaire. Les conditions expérimentales décrites ont été reproduite par la simulation numérique. Les résultats ont relevé que les valeurs numériques sont supérieures de 10% à celles déterminées expérimentalement. Les conditions opératoires choisies sont la température d'alimentation moyenne de 70 ° C et des débits de 30 kg / h (Hogan et al., 1991).

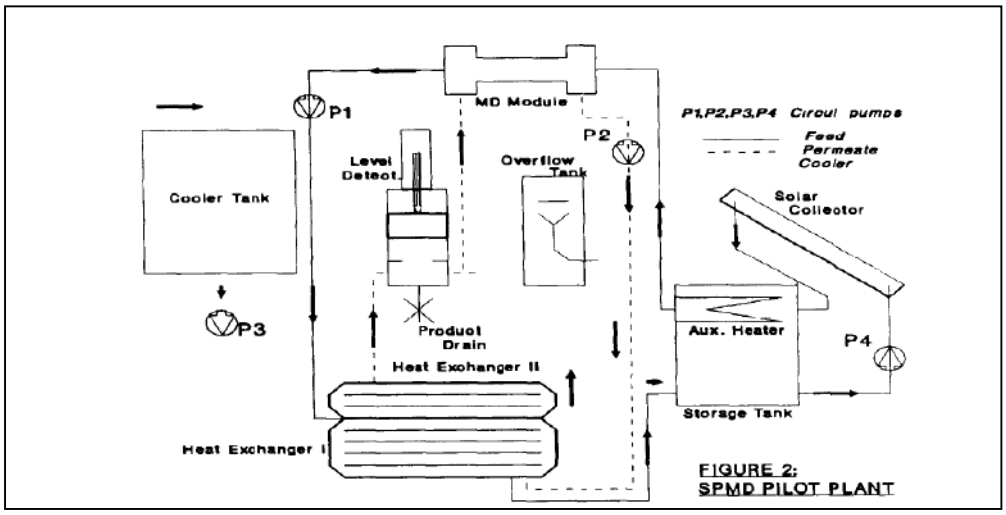


Figure I.3. Couplage de DM et de collecteurs solaires (Hogan *et al*., 1991).

L'institut de recherche Fraunhofer ISE pour les systèmes solaires a développé un procédé d'exploitation autonome de désalinisation, dans le but d'améliorer un système de capacité allant de 0.2 à 20 m^3/j. La technique de séparation est basée sur le couplage de AGMD à une membrane en spirales avec des collecteurs solaires. Les simulations ont montré que la valeur maximale de flux de perméat atteignant 28 L/j m^2 dans de bonnes conditions météorologiques en été, qui correspond à la production de 161 L de l'eau par jour. Le minimum est obtenu en décembre de 11L/j m^2, qui correspond à la production de 63 L de l'eau par jour (Koschikowski *et al.*, 2003).

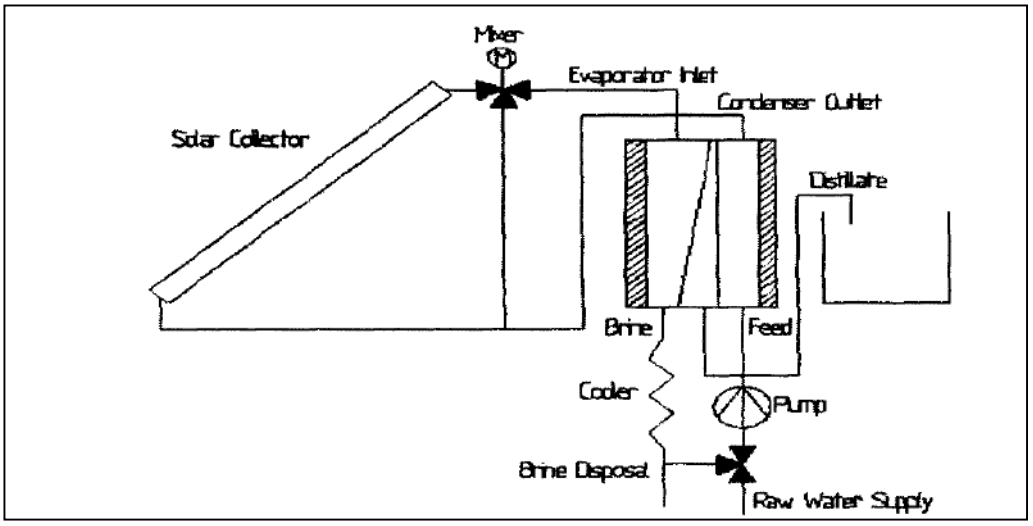


Figure I.4. Couplage de AGMD et de collecteurs solaires (Koschikowski *et al*., 2003).

Dans le cadre du projet SMADES, Banat et al. se sont penché sur la faisabilité de couplage des collecteurs solaires avec la distillation membranaire. Ils ont utilisé des collectors solaires thermiques de 72 m² servant à alimenter un échangeur de chaleur. Au début de l'opération, l'eau de mer s'échauffe au passage dans l'échangeur de chaleur, puis pénètre dans les bocs des modules de DCMD. Ils ont obtenu des flux compris entre 2 à 11 L/J.m^2 avec une consommation énergétique spécifique entre 200 et 300 kWh / m^3 et le distillât obtenu présentant une faible TDS avec une conductivité dans la plage de 20-250 µS / cm. Ce procédé offre un grand avantage par rapport la distillation solaire, qui présente un flux compris entre 2 à 6 L / j.m^2 (Banat *et al.*,2007).

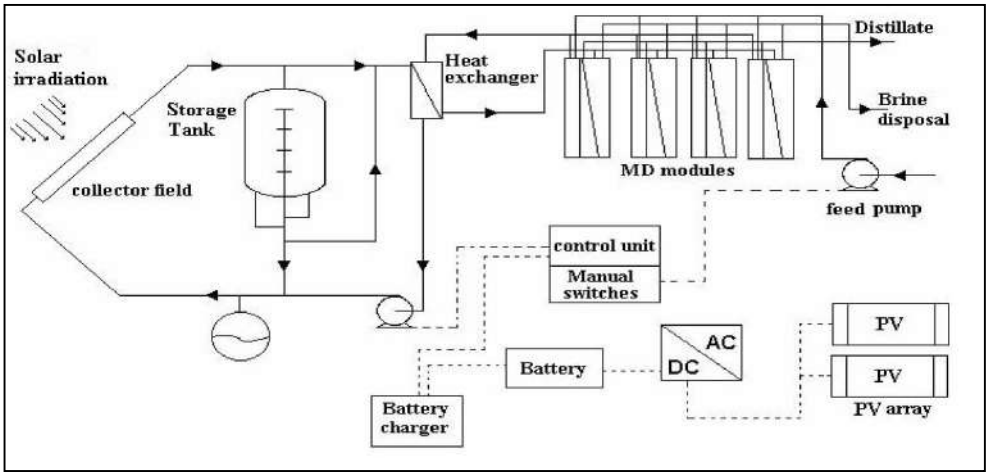


Figure I.5. Couplage de DCMD et de collecteurs solaires (Banat *et al.*,2007).

L'étude la plus importante comprend celle de Wang et al., qui s'intéresse au traitement des eaux souterraines de conductivité supérieure à 230 mS/cm. Ils ont également utilisé des collecteurs de surface de 8 m^2 avec un module de VMD. Un système compact et simple a été construit en utilisant un module de membrane à fibre creuse de polypropylène PP (la membrane dont le diamètre intérieur 371 mm, l'épaisseur 35 mm, le diamètre des pores de la membrane 0,1 mm, 500 fibres creuses avec une longueur de 0,14 m et surface totale de la membrane 0,09 m^2). Ils ont pu obtenir un flux de perméat supérieur à 173 kg/m^2 dans des bonnes conditions météorologiques et un flux supérieur à 50 kg /m^2 dans un temps nuageux à Hangzhou chine. Cependant dans cette étude, ils n'ont pas utilisé les panneaux photovoltaïques (PV) pour faire fonctionner les pompes. Les puissances dissipées dans la pompe de circulation et la pompe à vide sont respectivement de 0,37 et 0,18 kW, qui sont maintenues pendant le fonctionnement du système (Wang *et al*., 2009).

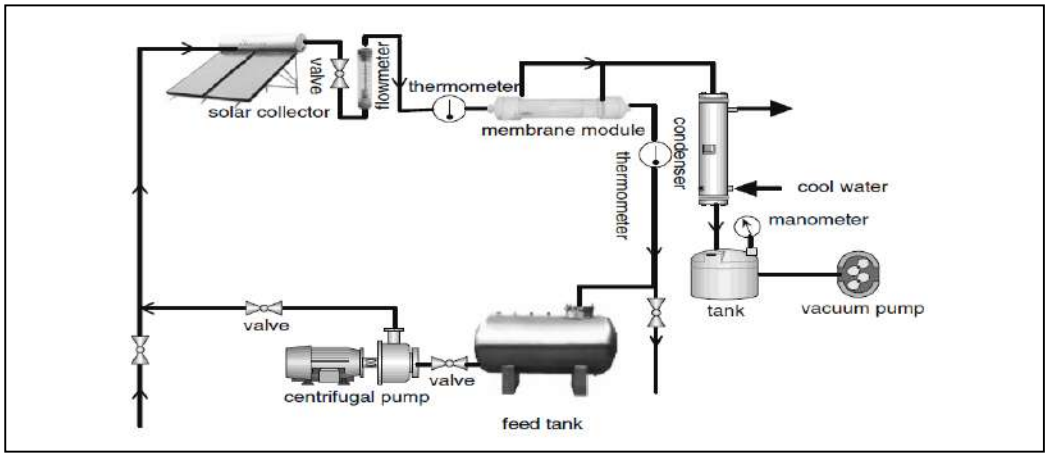


Figure I.6. Installation de chauffage solaire avec VMD pour produire l'eau potable (Wang *et al.*, 2009).

Au bout de quelques années après que les premières améliorations ont été faites par Mericq et al. Ou ils se sont concentrés tout particulièrement sur des simulations de procédé de VMD couplé avec l'énergie solaire pour le dessalement de l'eau de mer. Le préchauffage de l'eau de mer a été réalisé par les bassins solaires à gradient de salinité (SGSP) (figure. I.11 a) ou par les capteurs solaires (SC) (figure. I.11c). Le module membranaire de VMD est complètement immergé dans le bassins solaires (SGSP) (figure. I.11 b), ou il est intégré comme un élément du capteur solaire (SC) (figure. I.11d). (Mericq *et al.*, 2011). Ils ont constaté que le module immergé dans le bassins solaires SGSP induisant l'effet de la polarisation de la température et de la concentration, ce qui réduit considérablement le flux de perméat dans VMD. La consommation d'énergie, la faisabilité technique, la maintenance et les coûts de chaque configuration ont été analysés qualitativement afin de sélectionner la meilleure configuration. Ils ont conclu que la configuration (SGSP) (figure1 c) est suffisamment intéressante et puissante pour atteindre le maximum de flux de perméat, qui est de l'ordre 142 L/ h m^2, et la production de l'eau peut d'atteindre jusqu'à 617 L/h pour une pression appliquée en aval de 500 Pa à la température de 70°C.

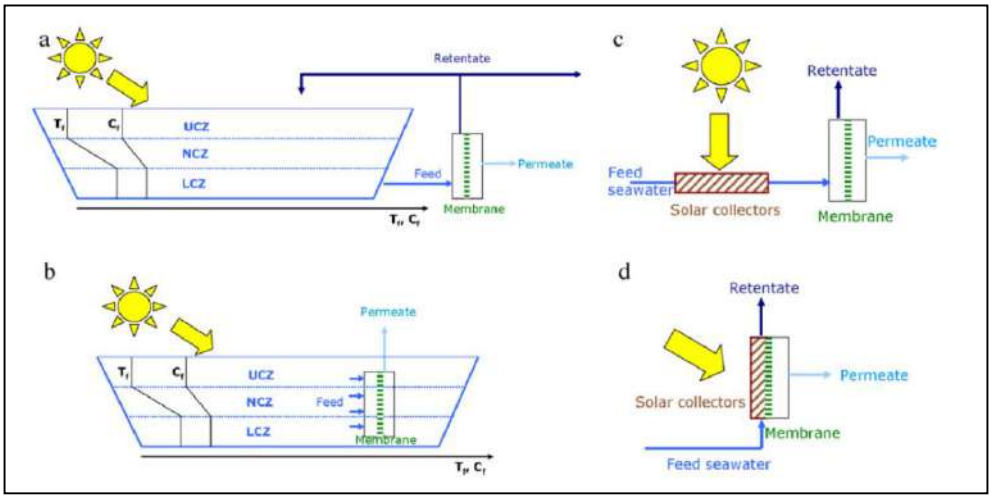


Figure I.7. Les différentes configurations du couplage VMD avec l'énergie solaire (Mericq *et al.*, 2011).

Les études sont en cours notamment dans le cadre du projet de MEDINA, afin de développer un modèle mathématique décrivant le fonctionnement d'une station installée dans la région de MAHRES et de déterminer la productivité journalière du procédé de distillation membranaire à sous vide couplée avec un capteur solaire. Le modèle mathématique montre que la production journalière peut atteindre 38 kg / J. Ils ont indiqué que la production augmente avec plus d'un module membranaire et avec un capteur solaire plus efficace

comme le CCP, qui assure des élévations élevées des températures (Ben Abdallah *et al.*, 2013).

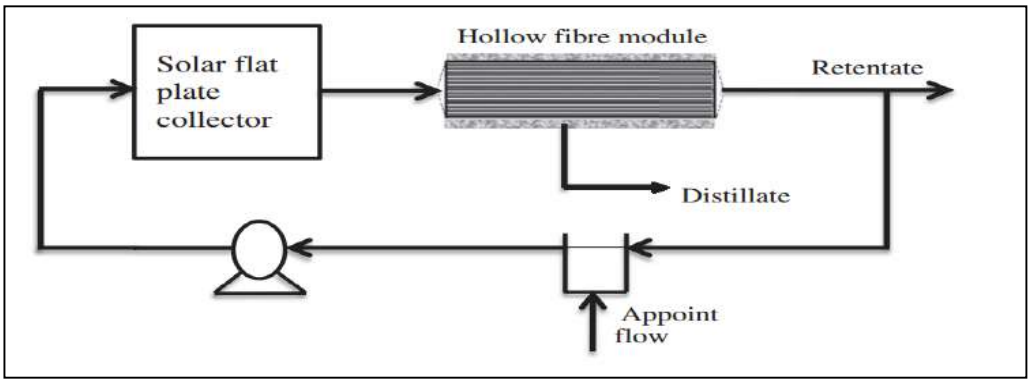


Figure I.8. Couplage de VMD avec les collecteurs solaires (Ben Abdallah *et al.*, 2013).

À partir de l'étude précédente, les mêmes auteurs ont décrit le procédé de dessalement, qui a été conçue spécialement pour produire de l'eau potable dans le village d'enfants SOS de la région de Mahres. L'énergie électrique nécessaire pour faire fonctionner les pompes est assurée par des 16 cellules photovoltaïques associées à 8 batteries et le chauffage de l'eau de mer est fourni par des capteurs solaires plats.

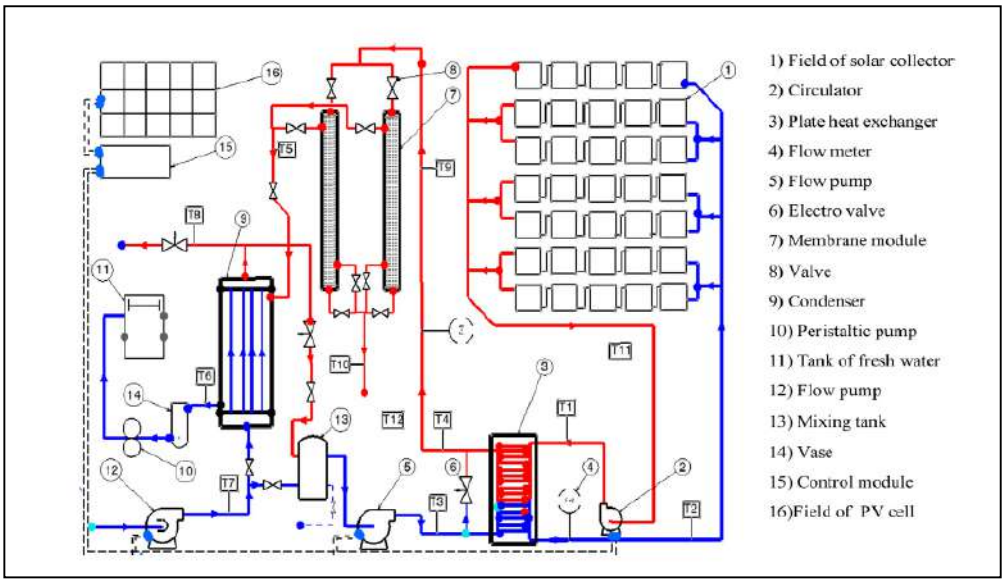


Figure I.9. Conception de l'unité de dessalement par le couplage de VMD avec des collecteurs solaires (Ben Abdallah *et al.*, 2013).

L'optimisation énergétique et l'analyse de l'implantation des capteurs solaires permettant de choisir une région, qui comprend sept chaines des cascades, ayant chacune 5 collecteurs

solaires connectés en série. Le module membranaire à fibre creuse est constitué de 806 fibres présentant une surface d'échange de 4 m^2. Un échangeur de chaleur à plaques placé entre les collecteurs solaires et module membranaire, assure par conséquent l'échange de chaleur. Un condenseur tubulaire est utilisé pour condenser la vapeur produite. Cette démarche de simulation fournit une évaluation de fonctionnement de l'unité. En effet, la production de l'eau a augmenté de 34 L/ h à 70 L/ h pour une période allant du 21 décembre à 21 juin (Ben Abdallah *et al*., 2013).

En effet, plusieurs études se sont concentrées sur le choix de la membrane et la comparaison avec les autres configurations de la distillation membranaire, mais il existe peu d'études qui évaluent l'efficacité des configurations de la distillation membranaire combinées avec l'énergie solaire, Frikha et al. ont développé des modèles théoriques décrivant le fonctionnement de procédé de DMV couplé avec l'énergie solaire. Les essais expérimentaux qui ont été obtenus, permettant également de vérifier la validité des modèles théoriques établis. La simulation du fonctionnement de l'unité a montré que la production quotidienne d'eau distillée se situe entre 63 et188 kg / m^2 pour les périodes de 21 décembre et du 21 juin. Ils ont prouvé que l'installation pilote est capable de fournir un débit de perméat moyen de 8 kg/ h. Les modèles développés sont fortement recommandés pour contrôler et réguler la température d'entrée du module membranaire, qui tolère une température maximale qui, ne pouvant pas dépasser 75 ° C (Frikha *et al.*, 2013).

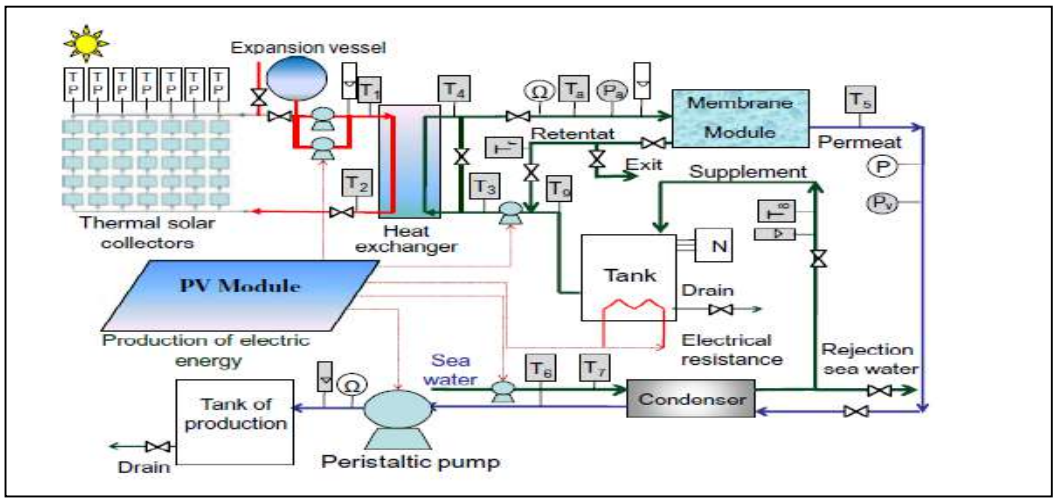


Figure I.10. Conception de l'unité de dessalement par le couplage de VMD avec l'énergie solaire (Frikha *et al*., 2013).

La société MESYS commercialise avec succès le procédé multi-effet de distillation membranaire à sous vide (V-MEMD). Ce nouveau procédé V-MEMD permet d'obtenir une récupération de chaleur d'une manière très efficace ainsi que le coût d'investissement et les frais d'exploitation sont relativement faibles. Ce procédé a été mis en œuvre avec le système de captation de l'énergie solaire présentant des bonnes performances. Le flux durant une journée ensoleillée est environ 7 L/m^{2}h.Ce procédé MEMSYS a été mis œuvre avec chauffage au diesel pour étudier les effets du chauffage, le refroidissement et les conditions d'alimentation sur les performances du module membranaire en utilisant de l'eau du robinet pour une température de fonctionnement comprise entre 45 à 60 ° C. Ils ont indiqué que la température de chauffage et de refroidissement sont les principaux facteurs affectant le flux et l'efficacité énergétique. Les résultats expérimentaux ont démontré que lorsque le nombre des plaques portes membrane augmente de 7 à 17 pour une unité construite par deux étages pourvus de deux modules en série, le flux diminue de 8.7à 3.9 L/m^{2}h et le rendement de gain (GOR) diminue de 1.66 à 1.60 (Zhao *et al.*, 2013).

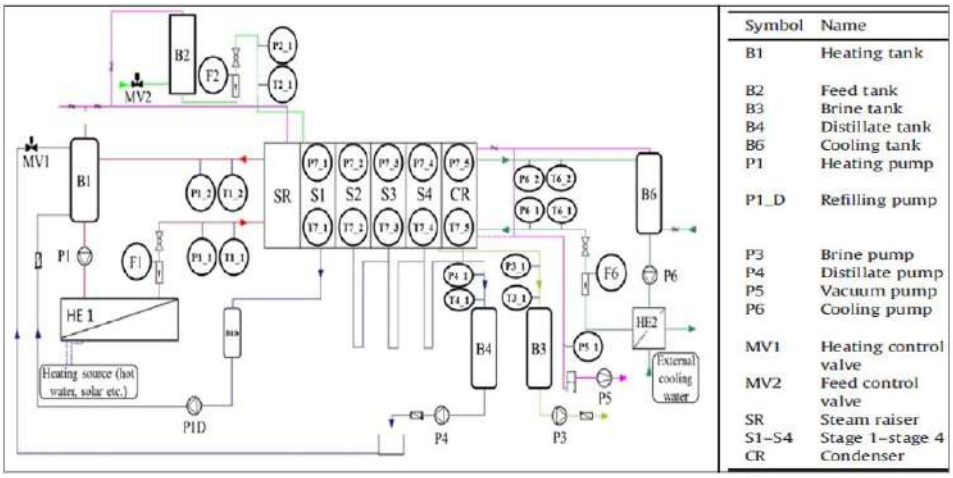


Figure. I.11. Diagramme du système de test standard de memsys (Zhao *et al.*, 2013).

.

Compte tenu du fort ensoleillement dans la plupart des pays en développement, les technologies basées sur l'énergie solaire y sont particulièrement bien adaptées, Chafidz et al ont réalisé avec succès la production de l'eau potable dans les régions isolées et arides en Arabie Saoudite (Chafidz *et al.*, 2014).En effet, ils ont montré qu'il existe une approche concurrente, laquelle consiste à utiliser une partie de l'électricité produite par des panneaux solaires photovoltaïques pour alimenter une pompe à chaleur, ainsi que les collecteurs solaires ont été également utilisés pour chauffer l'eau d'alimentation d'un module (V-MEMD). Ils ont prouvé que l'utilisation de la pompe à chaleur, aura pour

conséquence une augmentation de la production journalière de 67.8 à 34.8 L. En outre, des essais exécutés sur petite échelle ont démontré que la production de l'eau potable s'élève jusqu'à 99,6 L / jour à un débit d'alimentation de 69 L/ h, et la température initiale du réservoir de 72 ° C avec une conductivité moyenne de 6,2 µs /cm (Chafidz *et al*., 2014).

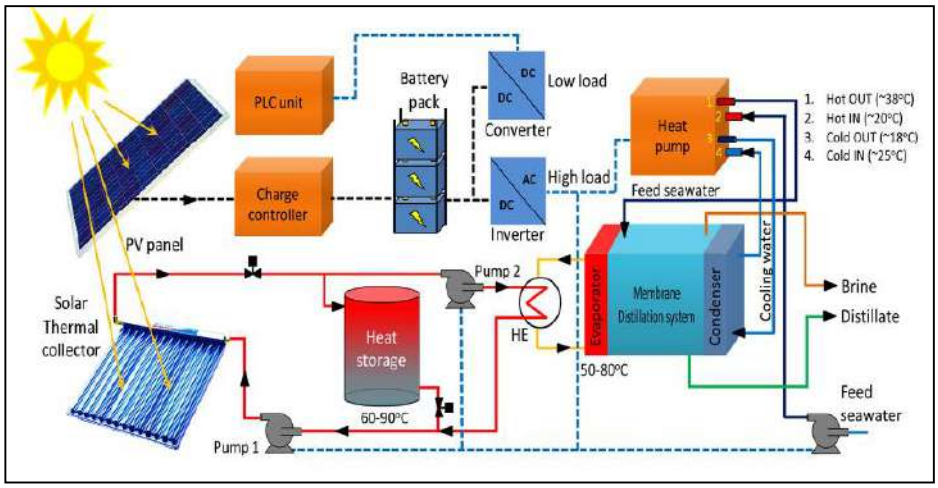
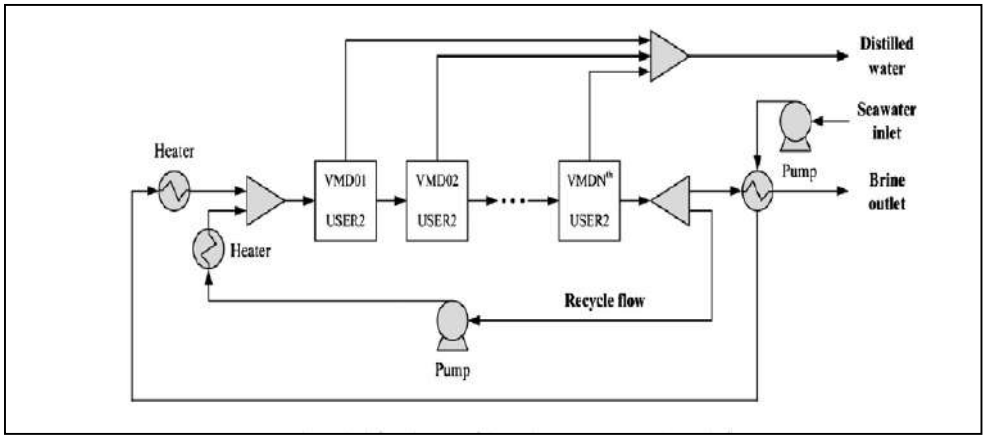


Figure.I.12. Schéma du procédé de dessalement par le VMD combiné avec l'énergie solaire (Chafidz *et al*., 2014).

La récupération de chaleur a pour but d'économiser de l'énergie et donc de réduire les coûts d'exploitation, qui représente un des principaux facteurs dans le bilan énergique. Shim et al. ont développé un modèle unidimensionnel avec une mise en œuvre sur un logiciel de type AspenPlus, afin déterminer le nombre maximal des modules membranaires connectés en série, la variation de la température d'alimentation et la pression hydraulique. En outre, l'échangeur de chaleur est ajouté pour récupérer la chaleur résiduelle issue de la saumure déchargée. Ils ont indiqué que lorsque la vitesse d'alimentation est de 1,0 m / s, il est possible d'obtenir un taux de récupération de l'eau supérieure à 48,3% avec un rapport de flux de recyclage de 6,0 et sans diminution significative de la production d'eau. Lorsque le rapport de recyclage augmente de 0,0 à 6,0, la quantité de chaleur diminue progressivement de 8,15 MW à 6,98 MW. Notamment, au-delà de 3,0, la consommation de chaleur varie entre 2,37 et 2,91 MJ par 1 kg de flux de perméat (Shim *et al*., 2014).



Figue I.13. Diagramme du processus multi-VMD avec un flux de recyclage (Shim *et al*., 2014).

Plus récemment, les chercheurs Wang et al. ont mis au point un dispositif de dessalement, en couplant le procédé de VMD avec un capteur solaire à tube sous vide (SHC). L'analyse de la sensibilité paramétrique de l'unité VMD a été étudiée en utilisant un appareil de chauffage électrique comme source de chaleur.

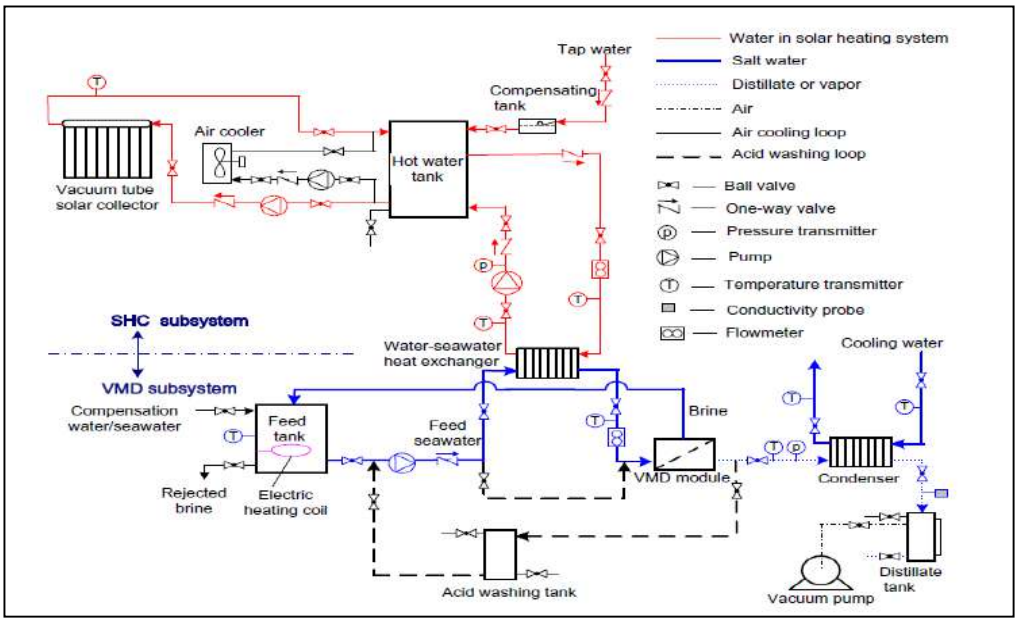


Figure I.14.Diagramme du système SHC-VMD (Wang *et al*., 2015).

Cette étude a aussi examiné l'influence de chauffage par l'énergie solaire sur l'unité VMD. Les essais ont affirmé que la température d'alimentation par le chauffage électrique est supérieure à 65 ° C, et la pression absolue dans côté perméat est inférieure à 0,02 MPa. Ces

conditions sont favorables pour un flux élevé, qui pourrait d'atteindre jusqu'à 14,4 kg / m^2 h. Plus de 99,9% de sel est rejeté dans l'alimentation et le taux de récupération de l'unité de VMD est inférieur à 5%. L'unité de VMD a fonctionné pendant 305 heures en cinq mois, individuellement ou sous le système SHC, montrant une bonne aptitude à l'énergie solaire instable et le fonctionnement au mode intermittent. Le flux moyen est environ 4 kg / m^2 h et la consommation de chaleur spécifique alentour de 750 KWh / m^3 avec le système combiné SHC-VMD (Wang *et al*., 2015).

De plus, des recherches permanentes ont été menées récemment pour réaliser l'étude de la faisabilité d'un système hybride écoénergétique ou des progrès importants ont été réalisés, notamment grâce au développement d'un système de dessalement par congélation (FD-VMD) en alimentant le processus avec la regazéification du GNL. Le procédé développé par Chang et al. est certainement parmi le plus prometteur pour obtenir une meilleure récupération d'eau en dépensant l'énergie thermique minimale. Le processus de regazéification du GNL fournit non seulement de l'énergie froide pour congélation mais produit également de l'électricité qui couvre les besoins de chauffage de VMD. Le solvant du phosphate de triéthyle, a été utilisé pour la première fois pour fabriquer des membranes à fibres creuses tri-alésage. Ils ont trouvé que le flux de perméat optimal est de 51,7 kg / m^2 h pour une température d'alimentation de 70 ° C. la quantité de l'eau récupérée est de 0,74 kg par heure pour que 1 kg d'eau de mer. Les besoins énergétiques de chauffage sont couverts par une production de chaleur par des capteurs solaires présentant une surface de 13,8 $m^{2,}$ soit par la regazéification de 3,10 kg de GNL, si le système est entièrement intégré. (Chang *et al.*, 2019)

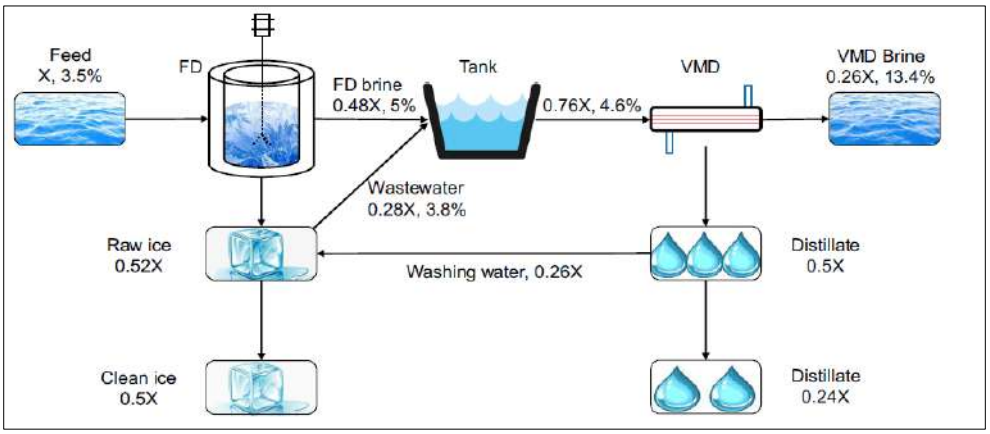


Figure. I.15.Diagramme du système de dessalement par congélation (FD-VMD). (Chang *et al.*, 2019).

Le rejet de la saumure issue des unités de dessalement se fait dans le canal de rejet de l'eau de mer chaude provenant de VMD, qui représente une dépense énergétique significative. Miladi *et al* ont adopté le principe d'optimisation énergétique de l'unité de VMD couplée avec l'énergie solaire soulignant la nécessité de l'économie de la chaleur accumulée dans l'eau de mer froide en recyclant l'eau de mer chaude provenant de VMD dans un nouveau circuit auxiliaire. Ils ont révélé que la pression de vide optimale se situe entre 5000 et 10000 Pa pour une consommation spécifique d'énergie électrique minimale. Les pourcentages de l'amélioration sont respectivement 35%, 26% et 31%, pour les journées les plus chaude et 22%, 19% et 21% pour des périodes les plus froides. (Miladi *et al.,* 2019).

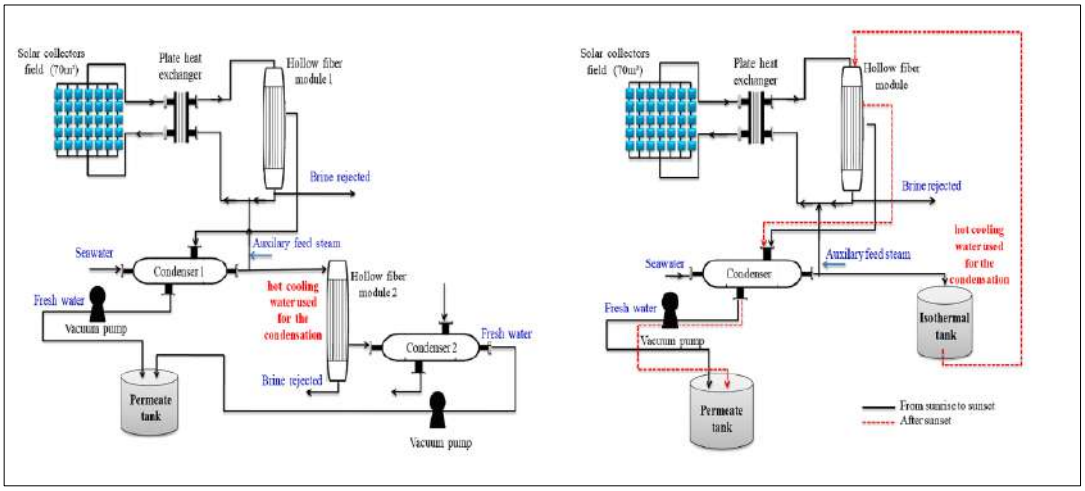


Figure. I.16. Conception de l'unité selon la proposition 1, b) conception de l'unité selon la proposition 2, (Miladi *et al.*, 2019).

L'étude récente réalisée par Deng *et al.* (2020), suggère par ailleurs que la stratégie de planification expérimentale la plus adéquate repose sur une modélisation en surface de réponse (RSM), pourrait déterminer l'effet de plusieurs paramètres. La méthode de la conception centrale de composite (CCD) est utilisée notamment dans cette étude pour modéliser et optimiser le fonctionnement de l'installation pilote de la distillation membranaire à sous vide couplée avec des panneaux photovoltaïque (STPVMD), dans le but d'assurer un taux élevé de production de l'eau avec une consommation électrique relativement faible. Après analyse du système et la modélisation de la réponse en fonction des différents facteurs. Ils ont consacré leur étude aux conditions optimales de température, débit d'alimentation et pression, ils ont trouvé respectivement 63°C, 237L/h et 750 Pa. La valeur de flux de perméat obtenu expérimentalement est de 6,26 L /m^2h, cette valeur est

assez proche pour celle de la valeur prédite, qui ne dépasse pas 6,05 L/ m^2 h, ainsi que la consommation d'énergie correspondante est alentours de 12,52 L kW h. Ces résultats témoignent que la méthodologie en surface de réponse (RSM) peut ainsi être un bon outil d'optimisation des installation pilote (Deng *et al*., 2020).

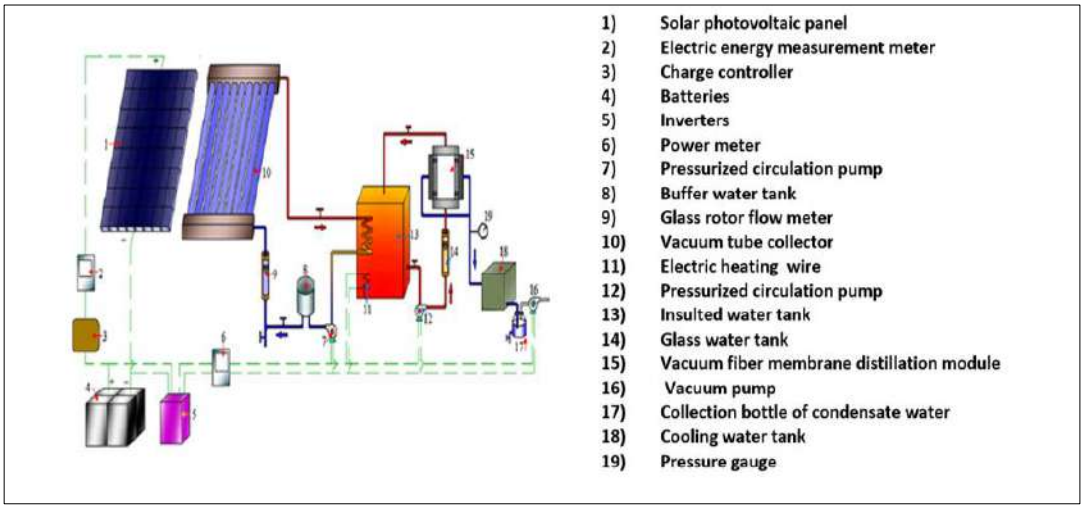


Figure. I.17. Diagramme du système de (STPVMD), (Deng *et al*., 2020).

L'installation d'une station expérimentale de dessalement par une énergie solaire a été mis en œuvre à l'Université d'Almeria (Espagne) dans le cadre de projet (SolarNOVA). Andrés-Maña et al. ont poursuivi leurs objectifs à travers l'étude de l'effet des différentes conditions environnementales sur le stockage thermique afin de minimiser l'effet des perturbations de rayonnement solaire.

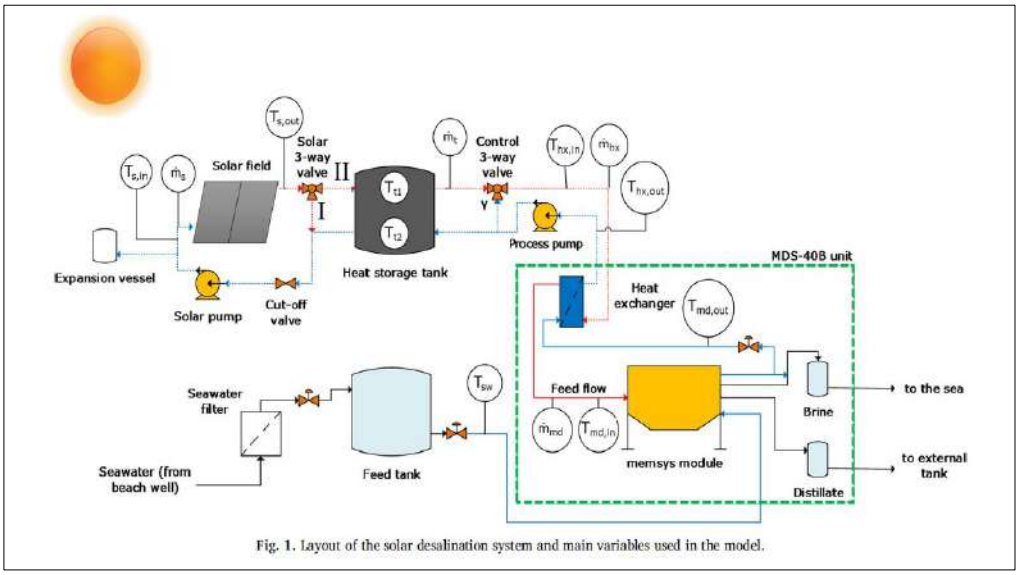


Figure. I.18. Schéma du système de dessalement par VMD couplée avec l'énergie solaire (Andrés-Mañas *et al*., 2020).

Ils ont également utilisé un modèle quasi-dynamique pour évaluer le taux de production de distillat au cours d'une année typique, considérant que la température à l'entrée de module membranaire est entre 60 et 80 ° C. la valeur prédite de volume de l'eau distillé au cours de l'année varie de 41 à 70 m^3. La production de l'eau distillée provenant de l'unité de distillation membranaire à sous vide, considérée comme uniforme le long de l'année avec un flux moyen le plus favorable à utiliser s'est avérée égale à (5,5 ± 1) L $h^{-1}m^{-2}$. (Andrés-Mañas *et al*., 2020).

I.8. Paramètres de fonctionnement de la distillation membranaire

I.8.1. Température du fluide d'alimentation

En VMD, l'effet de la température du fluide d'alimentation est similaire à celui des autres configurations de la DM. En effet, une augmentation de ce paramètre conduit à une augmentation exponentielle du flux de perméabilité (Khayet et Matsuura, 2011). La sensibilité du flux de perméabilité aux conditions opératoires a été investiguée par Banat et al. (Banat *et al*., 2003). Ils ont constaté que le flux de perméat est fortement sensible à la température d'alimentation et spécifiquement à des pressions de perméat plus bas et que ce dernier, pour les mêmes conditions opératoires est de 2.8 à 3.1 plus élevé que celui obtenu par l'utilisation de la configuration DCMD (Banat *et al.*, 2003). Khayet et al. ont prouvé que le transfert de chaleur par conduction dans la membrane est de 4.8 à 12.7% de la chaleur totale transférée. Par conséquent, la chaleur transférée par la conduction risque de diminuer la précision de la prédiction du flux de perméat en VMD et dans ce cas, l'équation de coefficient polarisation de la température doit être légèrement modifiée en introduisant l'expression de transfert de chaleur par conduction. Dans la configuration DCMD, la chaleur totale consommée sous forme de chaleur latente est de l'ordre de 17.7 à 42.1%, tandis que le reste de cette chaleur est perdue par la conduction dans la membrane. Les pertes thermiques par la conduction dans la configuration SGMD, sont de l'ordre 9.5 à 28.6%. (Khayet *et al*., 2003). Mericq et al. ont rapporté qu'une augmentation significative de la température de 20 à 70 °C, conduit à une augmentation de flux de perméat, mais l'apport énergétique total a également augmenté. En pratique, plus de 99 % de l'énergie thermique est nécessaire pour élever la température d'alimentation à 70 ° C (Mericq *et al*., 2010). Tandis que Criscuoli et al. ont démontré que le flux de perméat augmente de 29,7 à 51,5 kg / m^2 h, lorsque la température d'alimentation augmente de 53,9 à 59,3 °C dans une plaque porte membrane ayant une taille de pores de 0,2 mm et l'épaisseur de 91 mm avec le débit

traversant une section transversale d'écoulement de 150 L / h et la pression en aval de 10 mbar (Criscuoli *et al.*,2008). Il a été noté par ailleurs que la température supérieure à 80°C ne permet pas le passage de la diffusion de Knudsen au régime de Poiseuille, ce qui entraînerait une diminution du flux de perméat (Imdakm *et al.*, 2007).

I.8.2. Effet de la concentration en soluté dans la solution d'alimentation

Dans toutes les configurations MD, l'augmentation de la concentration des solutés non volatils dans la solution aqueuse d'alimentation conduit à une réduction du flux à cause de la diminution de la pression de vapeur saturante avec l'addition des solutés dans l'eau ainsi que la contribution de l'effet de la polarisation de la température (Khayet et Matsuura, 2011). La configuration de VMD peut être utilisée dans le traitement des solutions aqueuses fortement concentrée en sels et sans incidence particulière su la productivité et comparativement à la nanofiltrations, l'osmose inverse et les autres configurations de DM. (Khayet et Matsuura, 2011 ; Belessiotis *et al.*, 2016). Le flux obtenu en VMD est considérablement plus élevé que les flux obtenus avec les autres configurations de DM. Li et *al* ont conclu, à partir d'une étude effectuée sur le dessalement par le VMD, que le flux de perméat le plus élevé est entre 80 - 69 kg / m^2 h pour une solution aqueuse de 1% NaCl avec une température d'alimentation de 85°C et la pression sous vide comprise entre 8 -103 Pa (Li et Sirkar, 2005). Ces flux de perméat sont bien inférieurs à ceux rapportés par Lawson et al. notons en effet que leur étude indique que les taux obtenus sont 372.6, 421.2 et 576.7 kg / h m^2 pour les membranes commerciales 3MA, 3MB et 3MC, respectivement, en utilisant de l'eau distillée comme une solution d'alimentation avec une température d'alimentation de 74°C et la pression en aval de 3 kPa (Lawson et Lloyd,1996). Mohammadi et Safavi ont amélioré la performance de la configuration de VMD par l'étude de l'effet des différents paramètres de fonctionnement sur le rendement. Ils ont trouvé que le flux diminue de 9 à 3.94 kg /h m^2, lorsque la concentration augmente de 50 à 150 g/L. En outre, au sein de cette étude ont précisé que les conditions optimales sont la solution de concentration de 50 g/L avec une température de 55 ° C sous une pression sous vide de 30 mbar et le débit 30 mL / s (Mohammadi et Safavi, 2009).Des études en VMD ont montré une diminution de 30% de flux pour des concentrations inférieures à 300 g/L (Wirth et Cabassud,2002).Néanmoins, à fortes concentrations, une précipitation des sels peut intervenir et faire apparaître un dépôt en surface de membrane, ce qui produit une nouvelle résistance provoquant ainsi une diminution du flux. Ils ont noté par ailleurs que l'augmentation de concentration provoque

une réduction de la pression partielle de la vapeur dans l'alimentation et l'augmentation du phénomène de polarisation de concentration (Schofield *et al*.,1990)

I.8.3. Effet de la vitesse de circulation

Dans le cas des solutions aqueuses contenant des solutés volatiles, les flux globaux augmentent avec l'augmentation de la vitesse de circulation. Cela est dû à l'augmentation de coefficient de transfert, mais aussi par la suite de diminution de la résistance au transfert de masse, alors les vitesses de circulation élevées permettent de limiter les phénomènes de polarisation de température et de concentration (Khayet et Matsuura, 2011).

Cependant, ils ont montré que le flux augmente dans la configuration de VMD pour les vitesses de circulation supérieurs à 0,5 m / s (Khayet *et al*., 2003). En outre, Ils ont fait aussi des expériences sur le passage du flux dans l'enveloppe et dans le faisceau de la membrane. Ils ont démontré que le flux dans le faisceau de la membrane est plus élevé que dans les côtés de l'enveloppe de la membrane, cette différence est due à l'augmentation du nombre de Reynolds dans le faisceau de la membrane, qui est proportionnel à celle de la vitesse de liquide. Ils ont observé aussi que la vitesse de liquide augmente avec l'augmentation de flux dans les deux côtés de la membrane (Khayet *et al*., 2003 ; Khayet et Matsuura, 2011). Toutefois, Criscuoli et al. ont réalisé des expériences avec de l'eau pure pour tester le procédé de VMD. Ils ont constaté que, quand la pression en aval augmente de 10 à 60 mbar, le flux de perméat diminue de 56 à 50 kg /m^2 h dont la température d'entrée d'alimentation est maintenue à 59,1° C et le débit à 235 L/ h, tandis que la consommation d'énergie a également diminué de 441.2 à 223,9 W, alors que la consommation d'énergie par unité de débit de perméat a légèrement diminué, passant de 1.98 à 1,10 kWh / kg (Criscuoli *et al*., 2008). Afin d'éviter un mouillage des pores, il est recommandé que la valeur maximum de débit ne doit pas entraîner une pression hydrostatique supérieure à la pression d'entrée du liquide (LEP). En effet, les études ont démontré dans le cas de régime d'écoulement laminaire, que le flux de perméat augmente avec l'augmentation du débit, puis décroît très légèrement en s'approchant d'une valeur asymptotique constante pour un régime turbulent (Bouguecha et Dhabi,2002 ; Alklaibi et Lior, 2004). Néanmoins, toutes les études ont conclu sur l'obtention de meilleur flux de perméat à forts débits.

I.8.4. Effet de la pression

En général, le flux de perméat augmente avec l'augmentation de la pression du vide dans tous les systèmes de VMD, toutefois, cela conduit à un risque du mouillage des pores très élevé. Il est important de mentionner que la diminution de la pression du vide s'accompagne toujours par une forte consommation d'énergie et que par conséquent, des pressions modérées sont à préconiser. En VMD, les différents composés obtenus en perméat dépendent essentiellement de la pression en aval. En effet, lorsque la pression en aval est beaucoup plus faible que la pression de saturation de la vapeur d'eau correspondante à la température d'alimentation, le flux d'eau devient beaucoup plus grand que le flux des solutés volatils et la concentration en soluté dans le perméat devient très faible. D'autre part, lorsque la pression en aval augmente, le flux d'eau diminue rapidement et la concentration en solutés volatils devient plus élevée dans le perméat (Khayet et Matsuura, 2011). Banat et al. ont réalisé une analyse de sensibilité vis-à-vis des conditions opératoires, ces auteurs ont montré que le transfert de masse à travers la membrane est très sensible à la température d'alimentation et plus particulièrement à des vides plus poussés, alors qu'il est plus sensible à la pression du vide, particulièrement lorsque des faibles températures sont utilisés (Banat *et al*.,2003). Dans une approche similaire, Upadhyaya et al. ont mené une étude de sensibilité du procédé de dessalement par le VMD. Ils ont prouvé que le flux massique est remarquablement affecté par l'épaisseur, tortuosité, porosité et le diamètre du pore, mais il reste plus sensible à la pression du vide et à la température d'alimentation. Mohammadi et Safavi [46] ont constaté que lorsque la pression augmente de 30 à 150 mbar, le flux diminue 9 à 1 kg / h m^2 (Upadhyaya et al., 2011). Cependant, la réduction de la pression du vide entraîne également une augmentation de la pression hydrostatique transmembranaire et ainsi un plus grand risque de mouillage des pores. Néanmoins, l'effet de la pression hydrostatique reste encore à étudier plus attentivement.

I.9. Conclusion

Parmi toutes les méthodes de dessalement envisageables, la configuration de VMD semble la plus appropriée à cause de son efficacité. Cette technique présente des performances thermiques élevées, et qu'elle peut être également couplé avec des capteurs solaires plans offrant une compatibilité environnementale et un grand intérêt économique pour les pays en voie de développement.

Chapitre II
Modélisation de l'unité de dessalement

II.1 Introduction

Le processus de constitution de réserves et d'alimentation de l'eau douce consiste à mettre au point un procédé de VMD couplé avec l'énergie solaire permettant de faire face à la totalité des besoins, qui pourraient se créer dans nos régions et ceci fondamentalement pour constituer les réserves d'eaux industrielles et alimentaires. L'objectif de la présente étude est de réaliser une modélisation sur l'unité de (VMD) couplée avec l'énergie solaire, l'utilisation de cette énergie gratuite permettra de travailler à des températures entre 30 et 90 °C. Après un rappel d'une recherche approfondie, nous aborderons assez longuement dans ce chapitre les notions indispensables pour élaborer des nouveaux modèles.

II.2 Présentation du système étudié

Le diagramme schématique typique d'une station de dessalement de l'eau de mer ou l'eau saumâtre pour produire de l'eau douce est présenté sur la figure II.1. L'unité de dessalement se compose de deux boucles. La première boucle comprend un système de capteur solaire plans, une pompe de circulation, une vanne et un échangeur de chaleur à contre-courant.
Le système de contrôle commande l'ouverture de robinet à soupape à trois voies, lorsque la température est supérieure à la température de l'entrée, ainsi que le fluide recircule dans le capteur solaire, lorsque la température est inférieure à la température d'entrée dans l'échangeur de chaleur. Le capteur solaire thermique absorbe le rayonnement solaire et le convertit en énergie thermique dans un fluide caloporteur, qui possède une température convenable pour l'utilisateur. Ce fluide circule et s'échauffe au contact de tubes absorbeurs ou de l'eau qui passe et se chauffe dans des tubes.

La seconde boucle est constituée d'une membrane hydrophobe à fibre creuse, un condensateur et deux réservoirs pour recueillir le retentât et le distillat. Le fluide caloporteur arrive alors dans l'échangeur de chaleur, il cède sa chaleur à l'eau du réseau qui sera acheminée directement vers évaporisateur où la vapeur d'eau s'accumule par l'application du vide en continu au niveau du côté de perméat, puis se dirige vers le condensateur externe où la condensation a lieu pour produire l'eau distillée.

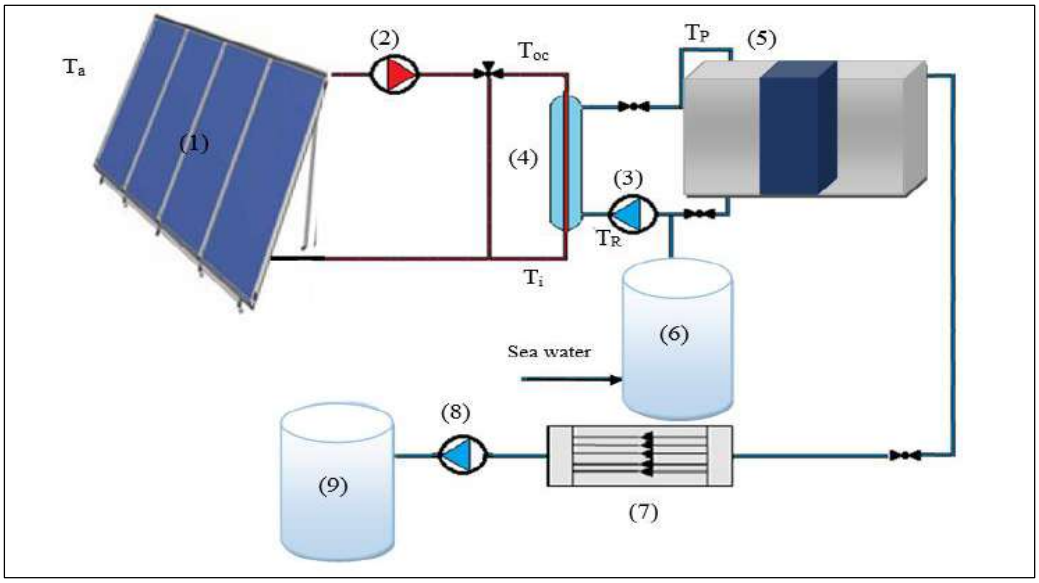


Figure. II.1. Couplage de VMD et de collecteurs solaires

(1) capture solaire (2,3) pompes d'alimentation et circulation de l'eau de mer (4) échangeur de chaleur (5) Unité de VMD (5) le réservoir de l'eau salée (7) Condensateur (8) pompe à vide (9) le réservoir de l'eau dessalée.

II.3. Modélisation de la boucle solaire

II.3.1. Capteur solaire

Le capteur solaire thermique exposé directement aux rayons solaires, reçoit le flux d'énergie rayonnante d'une puissance variable dont une partie est réfléchie et absorbée par son vitrage. Une plaque absorbante traversée par un fluide s'échauffe et récupère ainsi une partie de la puissance disponible, le reste étant perdue par échange thermique avec l'environnement. Les capteurs solaires assurant le captage d'énergie sont généralement composés par les éléments suivants (Kasbadji, 1986 ; Bochu, 2003 ; Gicquel, 2009 ; Hegger *et al*., 2011) :

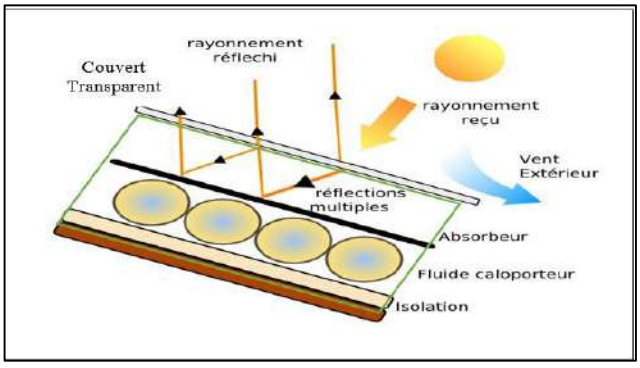


Figure II.2. Principe fonctionnement de capteur solaire plan.

-Les plaques de l'absorbeur, Ce sont des plaques thermo conductrices en cuivre ou d'aluminium recouvert d'un revêtement sélectif de couleur noir. D'autre couleurs sont possibles, mais avec une diminution de performance de capteur solaire. Ces plaques servent à capter le rayonnement incident. Il cède sa chaleur au fluide caloporteur, composé principalement d'eau avec un minimum de perte d'énergie, qui circule dans les tubes.

-Un isolant en sous face, pour diminuer les déperditions par convection et conduction dans l'environnement, les capteurs solaires sont isolés sur la face opposée au soleil et pourvus sur la face côté soleil d'un revêtement très transparent composé de fibre en verre ou le plastique de polystyrène.

-Un couvert transparent, ce couvert doit bien laisser passer au maximum les rayonnements solaires incident vers l'absorbeur et à la fois protéger des influences environnementales. Parmi les matériaux utilisés en couverture de capteur solaire, le verre ou le plastique.

-La structure porteuse (Bac), le plus souvent en alliage léger pour assurer la solidité et la rigidité de l'ensemble. Pour augmenter le rendement, il est important que l'ensemble de l'appareillage ait une bonne isolation thermique.

II.3.2. Le bilan thermique

Les capteurs solaires thermiques à plaques plates sont généralement utilisés pour des applications à faible température, qui peuvent atteindre jusqu'à 100 °C. Les principaux domaines d'applications incluent la distillation de l'eau de mer. Nous proposons dans ce travail d'utiliser un capteur solaire thermique couplé avec l'unité de dessalement. Le bilan énergétique du capteur solaire est présenté en figure II.3.La puissance thermique utile transférée (Q_u) est égale à la différence entre la puissance thermique solaire absorbée (Q_{abs}) et la puissance thermique perdue par le capteur solaire (Q_{losses}) vers l'ambiance.

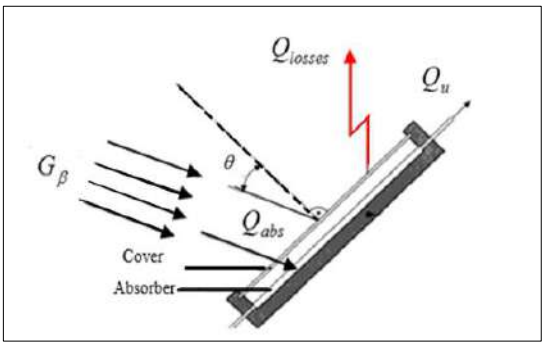


Figure II.3. Bilan thermique autour d'un élément de volume.

Sachant que, le bilan thermique au niveau de capteur solaire thermique s'écrit sous la forme (Kasbadji, 1986 ; Duffie et Beckman, 2013 ; Kalogirou, 2014 ; Tiwari et al., 2016) :

$$Q_u = Q_{abs} - Q_{losses} \tag{II.1}$$

Q_{abs} puissance solaire absorbé par plaque absorbante

Q_{losses} puissance thermique perdue vers l'extérieur

Q_u puissance thermique utile récupérée par le fluide.

En remplaçant les puissances utiles par leurs expressions explicites, la puissance utile s'écrit :

$$Q_u = F_R\left(\tau_c\alpha_p\right)_e A_c G_\beta - F_R U_L A_c\left(T_{ic} - T_a\right) \tag{II.2}$$

Avec

$(\tau_c\,\alpha_{p)\,e}$ produit effective d'absorption et transmission,

G_β éclairement solaire global incident sur le capteur incliné,

T_{ic} température d'entrée de capteur, K

T_a température ambiante, K

F_R facteur de conductance de l'absorbeur

U_L coefficient de perte thermique globale vers l'extérieure, W/m^2.K

A_c surface de capteur solaire, m^2.

Pour les capteurs plans commerciaux, le rendement optique du couvert $F_R(\tau_v\alpha_p)_e$ et le coefficient de perte thermique de capteur F_RU_c sont déterminés à partir de la courbe représentatif du rendement instantané du capteur solaire thermique fournis par le fabricant.

L'énergie effective absorbée est déterminée par le coefficient de l'absorption-transmission entre le couvert transparent et l'absorbeur. Ce coefficient s'écrit donc (Kasbadji, 1986 ; Duffie et Beckman, 2013 ; Kalogirou, 2014 ; Encyclopedia of life support systems, 2010 ; Tiwari et al., 2016) :

$$(\tau_c\alpha_p)_e = \tau_c\alpha_p \sum_{n=0}^{\infty}\left\{(1-\alpha_p)\rho_d\right\}^n \frac{\tau_c\alpha_p}{1-(1-\alpha_p)\rho_d} \tag{II.3}$$

τ_c facteur de transmission de la couverture transparente,

α_p facteur d'absorption de la plaque absorbante,

n nombre de couvert transparent.

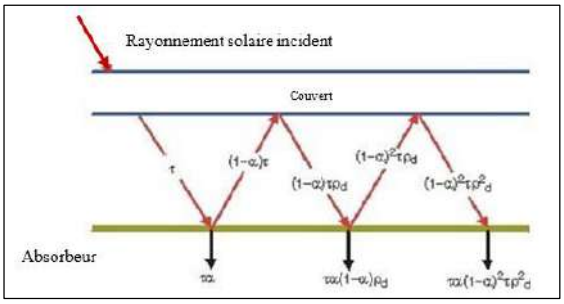


Figure.II.4. Réflexion et transmission entre le couvert et l'absorbeur (Encyclopedia of life support systems, 2010).

L'énergie thermique utile récupérée par le fluide s'écrit alors (Duffie et Beckman 2013) :

$$Q_u = (\dot{m}C_P)_c \left(T_{oc} - T_{ic}\right) \tag{II.4}$$

T_{oc} température de sortie de collecteur, K

$(\dot{m}C_p)_c$ débit de capacité thermique massique du fluide circulant dans le capteur, W/K

C_p capacité calorifique du fluide, J/kg.K.

La température de sortie du collecteur solaire est obtenue par la combinaison de l'équation (II.2) et (II.4) tel que :

$$T_{oc} = T_{ic} + \frac{1}{(\dot{m}C_p)_c}\left[F_R \left(\tau_c \alpha_p\right)_e G_\beta - F_R U_L (T_{ic} - T_a)\right] \tag{II.5}$$

II.4. Irradiations solaires et Température ambiante

II.4.1. Modélisation d'irradiation solaire sur le plan horizontal

Les formules de Perrin de Brichambaut permettent de calculer la valeur de l'éclairement solaire globale du soleil pour une surface perpendiculaire aux rayons solaires, qui correspond au rayonnement solaire, après sa traversée de l'atmosphère. L'ensemble du rayonnement solaire direct G_d et du rayonnement diffus du ciel et des nuages G_b, reçu sur un plan horizontal, constitue le rayonnement solaire global G_h. La variation journalière des rayonnements solaires global peut être simulée selon Perrin de Brichambaut (1976) par des lois du type (Capderau,1988 ; Bonhomme, 1994) :

$$G_H = G_b \sin h + G_d \tag{II.5}$$

$$G_{_H} = B'(\sin h)^{c'} \tag{II.6}$$

Avec h est l'angle de la hauteur du soleil et les paramètres de la modélisation $\acute{B}$ et c$'$ sont déterminés pour les jours types de chaque mois de l'année. Le modèle de Brichambaut a été choisi en raison de son applicabilité reconnue de modélisation de l'éclairement à partir de trois équations, qui correspondent à trois conditions : conditions normales, ciel très pur, ou situation en zone, sont paramétrées par des équations similaires, dans lesquelles seuls les coefficients numériques changent. L'éclairement solaire direct sur le plan horizontal est donc (Perrin De Brichambaut et Vauge 1982) :

$$G_b = A\exp\left(\frac{-b}{B\sin(h+C)}\right) \tag{II.7}$$

Le rayonnement solaire diffus du ciel et des nuages, reçu sur un plan horizontal est donné par :

$$G_d = A'125(\sin h)^{0.4} \tag{II.8}$$

De plus, A, B, C et A$'$ sont les coefficients de modélisation de l'éclairement solaire, donnés au tableau II.1.

Tableau II.1. Coefficients de modèle de Perrin Brichambaut (Perrin De Brichambaut et Vauge 1982).

A	B	C	Á	Ḃ	Ć
1220	**6**	**2**	**0.696**	**1150**	**1.15**
1230	**4**	**2**	**1**	**1080**	**1.22**
1260	**5**	**2**	**1.496**	**990**	**1.25**

Ces paramètres peuvent être déterminé pour des sites spécifiques à partir de mesures de l'éclairement solaire sur le site considéré. Pour cela le critère de chauvenet est appliqué pour éliminer les données erronées. Pour cela l'écart entre les valeurs théoriques (G_H) et mesurées (I_g) est calculé selon la relation (Hakem *et al.,* 2014) :

$$\delta' = \sqrt{\frac{1}{n-1}\sum_{i=1}^{n}((E_c))^2} \quad \text{(II.9)}$$

L'écart type représentatif de la qualité de l'ajustement, est estimé, tel que donné par (Hakem *et al.*, 2014). :

$$(E_c)_i = (I_g)_i - B'\left[(\sin h)^{c'}\right] \quad \text{(II.10)}$$

Les données dont l'écart s'écart de plus de $|\delta' t_{err}|$ sont rejetées. Le coefficient t_{err} étant lu sur la table normale centrée réduite pour un intervalle de confiance 95%.Une fois les points erronés éliminés. Un nouvel ajustement est effectué pour la détermination des coefficients $\acute{B}$ et $\acute{c}$. La qualité de l'ajustement est mesurée à travers le calcul du coefficient de corrélation non linéaire R_c donné par :

$$R_c = \frac{\sum\left[(B'\left[\sin(h)\right]^{c'}) - \overline{I_g}\right]^2}{\sum(I_g - \overline{I}_g)^2} \quad \text{(II.11)}$$

Avec $\overline{I_g}$ la valeur moyenne de l'éclairement solaire global.

II.4.2. Modélisation d'irradiation solaire sur le plan incliné

L'intensité de rayonnement solaire reçue sur un capteur solaire plan dépend de la position du soleil par rapport à la surface de capteur incliné. L'éclairement solaire incident sur le plan incliné s'écrit (Kasbadji, 1986 ; Duffie et Beckman, 2013 ; Kalogirou, 2014 ; Tiwari *et al.*, 2016) :

$$G_\beta = G_b R_b + G_d\left(\frac{1+\cos\beta}{2}\right) + \rho_d G_h\left(\frac{1-\cos\beta}{2}\right) \quad \text{(II.12)}$$

Avec $\left(\frac{1+\cos\beta}{2}\right)$ et $\left(\frac{1-\cos\beta}{2}\right)$ sont respectivement les facteurs de formes entre

Le plan incliné et le ciel et le plan incliné et le sol. G_d, G_b sont les rayonnements solaires direct et du rayonnement diffus, respectivement. L'altitude du soleil à un endroit donné dépend de l'emplacement de l'unité de distillation et l'angle de déclinaison solaire dépend de

chaque jour de l'année. En divisant tous les termes de Eq. (II.12) par l'éclairement solaire global G_h on obtient :

$$R = \frac{G_\beta}{G_h} = \frac{G_b}{G_h} R_b + \frac{G_d}{G_h}\left(\frac{1+\cos\beta}{2}\right) + \rho_d\left(\frac{1-\cos\beta}{2}\right) \tag{II.13}$$

Avec R est le facteur de conversion pour l'éclairement solaire globale sur une surface l'horizontale et inclinée. L'expression générale de l'éclairement solaire global sur une surface inclinée est donnée par

$$G_\beta = RG_H \tag{II.14}$$

Où G_h est l'éclairement solaire global mesuré sur une surface horizontale.

Le facteur géométrique (R_b) représente, le rapport entre l'éclairement solaire direct incident $I_{b\beta}$ sur un plan incliné et l'éclairement directe I_{bh} incidente sur le plan horizontal. Il est défini par la relation suivante (Kasbadji, 1986 ; Duffie et Beckman, 2013 ; Kalogirou, 2014 ; Tiwari *et al.,* 2016) :

$$R_b = \frac{\cos\theta}{\cos\theta\big|_{\beta=0}} \tag{II.15}$$

L'angle d'incidence θ formé par la perpendiculaire au plan du capteur et rayon solaire s'écrit :

$$\begin{aligned}\cos\theta = {} & \sin\delta\sin\phi\cos\beta - \sin\delta\cos\phi\sin\beta\cos\gamma \\ & + \cos\delta\cos\phi\cos\beta\cos\omega \\ & + \cos\delta\sin\phi\sin\beta\cos\gamma\cos\omega \\ & + \cos\delta\sin\beta\sin\gamma\sin\omega\end{aligned} \tag{II.16}$$

δ Déclinaison du soleil, fonction du numéro du jour dans l'année

ϕ Latitude du lieu, degré

ω Angle horaire négatif avant midi, degré

β Inclinaison de capteur solaire ou l'angle incidence sur une surface inclinée,

γ Déviation azimutale,

Si le capteur est vertical ($\beta = 90°$) , l'expression (II.16) devient :

$$\cos\theta = -\sin\delta\cos\phi\cos\gamma + \cos\delta\sin\phi\sin\beta\cos\gamma\cos\omega + \cos\delta\sin\gamma\sin\omega \tag{II.17}$$

Si le capteur est incliné sur l'horizontale ($\beta = 0°$), l'expression (II.16) devient :

$$(\cos\theta)_{\beta=0} = \cos\theta_h = \cos\delta\cos\phi\cos\omega + \cos\delta\sin\phi \qquad \text{(II.18)}$$

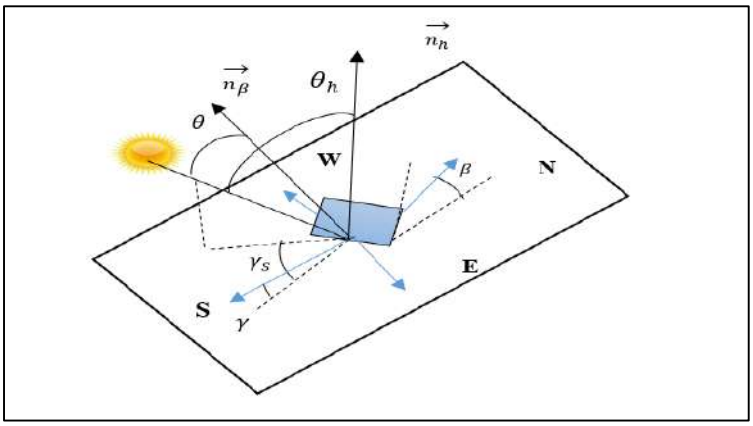


Figure.II.5. Angles caractérisant un capteur plan incliné (Kasbadji, 1986 ; Duffie et Beckman, 2013).

II.4.3. Modélisation de la température ambiante

Hakem et al. ont proposé un modèle permettant la reconstitution de la variation de la température au cours d'une journée quelconque. Les données sont divisées en deux parties distinctes et modélisées par deux fonctions avec un point d'inflexion situé au niveau de l'heure correspondant à la température moyenne (Hakem *et al*., 2013; Hakem *et al*., 2014).

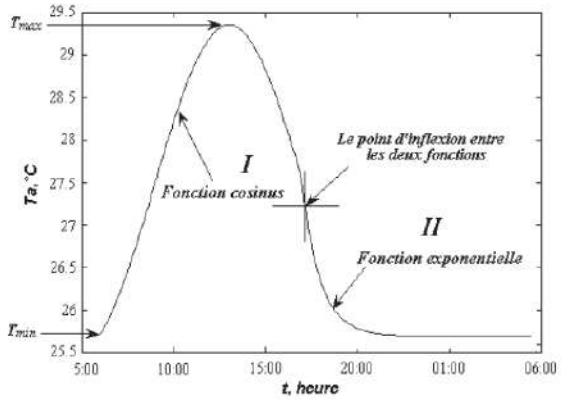


Figure. II.6. Modélisation de la température ambiante par deux fonctions (Hakem *et al*., 2013 ; Hakem *et al*., 2014)

Hakem et al ont examiné les deux allures et ils ont constaté que les courbes peuvent être bien ajustées par la loi de Weibull après une légère modification. Par conséquent, l'ajustement est fourni par le modèle suivant :

$$T_a(t) = T_{\min} + \left(\frac{t-6}{p_2}\right)^{p_4} \exp\left(-\left(\frac{t-6}{p_2}\right)^{P_3}\right) c \qquad \text{(II.19)}$$

Le minimum de la fonction est recherché en utilisant la méthode du simplex et la méthode non linéaire des moindre carrées pour le calcul de p_1 ainsi les constantes p_2, p_3, p_4 sont déterminées en fonction de l'heure de la journée avec $\bar{T}_{min}$ la température minimale journalière.

La qualité de l'ajustement non linéaire est fournie par la valeur du coefficient de détermination donnant la proportion de la variance à expliquer dont rend compte cet ajustement. Cette mesure est fondée sur l'équation dite d'analyse de variance est donné par (Nash et Sutcliffe, 1970) :

$$R_c^{\,2} = 1 - \frac{\sum_{i=1}^{n} (T_i - \widehat{T}_i)^2}{\sum_{i=1}^{n} (T_i - \overline{T}_i)^2} \qquad \text{(II.20)}$$

Avec

T_i, $\widehat{T}_i$, sont respectivement les valeurs estimées et les valeurs mesurées de la température ambiante.

$\bar{T}_i$ la valeur moyenne de l'éclairement solaire global.

II.4.4. Coefficient de perte thermique globale

Le coefficient de pertes thermiques globales représente la somme des pertes thermique vers l'avant, l'arrière et latérale du capteur.

II.4.4.1. Pertes thermiques vers l'avant du capteur

La somme du transfert de chaleur entre l'absorbeur et le couvercle par convection ou rayonnement est donnée par l'équation suivante (Kasbadji, 1986 ; Garg, 1987 ; Duffie et Beckman, 2013 ; Gordon, 2013 ; Kalogirou, 2014 ; Tiwari *et al.*, 2016) :

$$q_1 = h_1(T_p - T_c) + \frac{\sigma(T_p^4 - T_c^4)}{\frac{1}{\varepsilon_p} + \frac{1}{\varepsilon_c} + 1} \quad \text{(II.21)}$$

h_1 coefficient de transfert de chaleur par convection entre la vitre et l'absorbeur ε_c et ε_p les émissivités du verre et de l'absorbeur,

T_c , T_p: Température de couvercle et de absorbeur (K).

Pour les angles d'inclinaison θ à 60 ° C, la coefficient de transfert de chaleur par convection est donnée par Holland et al.(Hollands *et al*., 1976):

$$Nu = \frac{h_1 L}{k} = 1.0 + 1.446\left(1.0 - \frac{1708}{Ra\cos\theta}\right)^{+}\left(1 - \frac{1708\sin(1.80)}{RaCos\theta}\right) + \left[\left(\frac{Ra\,Cos\theta}{5830}\right)^{1/3} - 1\right]^{+} \quad \text{(II.22)}$$

L : espace entre l'absorbeur et la vitre

Ou les termes en [ ] $^{+}$ sont utilisés seulement dans le cas où ils sont positifs . Le nombre de Rayleigh, Ra s'écrit :

$$Ra = \frac{g\beta\rho^2 C_p}{k\mu}(T_p - T_c)L^3 \quad \text{(II.23)}$$

β coefficient de dilatation,

Les propriétés de fluide k , μ ,C_p et β sont évaluées à la température moyenne $(T_p + T_c)/2$

La corrélation pour les collecteurs verticaux est donnée par Shewen *et al.* (1996) comme suit (Kasbadji, 1986 ; Duffie et Beckman, 2013 ; Kalogirou, 2014 ; Tiwari *et al*., 2016) :

$$Nu = \frac{h_1 L}{k} = \left[1 + \left(\frac{0.066 Ra^{1/3}}{1 + (9000/Ra)^{1/4}}\right)^2\right]^{1/2} \quad \text{(II.24)}$$

Pour une solution linéaire, le transfert de chaleur par rayonnement dépend de la température :

$$h_2 = \frac{\sigma(T_p + T_c)(T_p^2 + T_c^2)}{\frac{1}{\zeta_p} + \frac{1}{\zeta_c} + 1} \quad \text{(II.25)}$$

La résistance R_2 peut être écrite :

$$R_1 = \frac{1}{h_1 + h_2} \tag{II.26}$$

La perte de chaleur est une fonction de la température ambiante et de la température du ciel. La somme de perte de chaleur par convection et rayonnement entre la vitre et le milieu extérieur à la température ambiante est donnée par (Kasbadji, 1986 ; Garg, 1987 ; Duffie et Beckman, 2013 ; Gordon, 2013 ; Kalogirou, 2014 ; Tiwari *et al.*, 2016):

$$q_2 = h_3(T_c - T_{ciel}) + h_4(T_c - T_{ciel}) \tag{II.27}$$

h_4 : coefficient d'échange par rayonnement entre la vitre et le ciel donné par

$$h_4 = \varepsilon_2 \sigma (T_{ciel} + T_c)(T_c^2 + T_{ciel}^2)\left(\frac{T_c - T_{ciel}}{T_c - T_a}\right) \tag{II.28}$$

Avec T_{ciel} , T_a Température du ciel et la température ambiante

$$T_{ciel} = 0.0552 T_a^{1.5} \tag{II.29}$$

h_3 : coefficient d'échange par convection entre la vitre et l'ambiant

$$h_3 = 5{,}67 + 3{,}86 V_{vent} \tag{II.30}$$

V_{vent} : vitesse du vent, m/s

Ce qui nous permet d'écrire l'équation (II.44) sous la forme :

$$q_2 = h_3(T_c - T_a) + \sigma \zeta_c (T_c^4 - T_a^4) \tag{II.31}$$

Ainsi on définit la résistance équivalente entre le vitrage et le milieu ambiant $R1$, qui est alors donnée par :

$$R_1 = \frac{1}{h_3 + h_4} \tag{II.32}$$

Ainsi, Le coefficient de pertes à l'avant du capteur à la température ambiante est donné par

$$U_{lo} = \frac{1}{R_1 + R_2} \tag{II.33}$$

Kelvin a proposé une relation empirique suivante pour le calcul du coefficient de perte thermique vers l'avant de capteur U_{lo} (Klein, 1975):

$$U_{lo} = \left(\frac{N}{\frac{C}{T_p}\left[\frac{T_p - T_a}{N_g + f}\right]^e + \frac{1}{h_v}} \right)^{-1} + \frac{\sigma(T_p + T_a)(T_p^2 + T_a^2)}{\frac{1}{\zeta_p + 0.005591 N_g h_v} + \frac{2N + f - 1 + 0.133\zeta_P}{\zeta_g} - N_g} \qquad \text{(II.34)}$$

Avec,

U_{lo} coefficient de pertes avant du capteur (W/m²K),

N nombre de vitre ou couvert,

β angle d'inclinaison du capteur,

ε_g émissivité de la vitre,

ε_p émissivité de la plaque absorbante,

T_a température ambiante (K),

T_p température de la plaque moyenne (K).

$$f = (1 + 0.089 h_w - 0.1166 h_w \zeta_p)(1 + 0.07866 N)$$

$$h_{c,c-a} = 5.67 + 3.86 V_{vent}$$

$$C = 520(1 - 0.000051\beta^2)$$

$$e = 0.43\left(1 - \frac{T_p}{100}\right)$$

Cette relation est applicable pour 0° < β < 70° et 70° < β < 90°, avec angle inclinaison β = 70°.

II.4.4.2 Pertes à l'arrière du capteur

Ainsi, à partir de l'équation (II.35), on peut ainsi définir le coefficient de perte à l'arrières du capteur U_a tel que (Prakash et Garg, 2006) :

$$U_a = \frac{1}{R_4} = \frac{\lambda_{is}}{e_{is}} \qquad \text{(II.35)}$$

Où λ_{is} et e_{is} sont respectivement la conductivité thermique et l'épaisseur d'isolation à l'arrière. Typiquement, les valeurs du coefficient de perte de chaleur à l'arrière de capteur sont de 0,3à 0,6 W/m^2, leur résistance de conduction de chaleur est régie par un isolant à l'arrière du capteur. La perte de chaleur à travers l'arrière du capteur peut être typiquement réduite à moins de 10% de la perte de chaleur de la surface supérieure.

II.4.4.3 Pertes par les faces latérales du capteur

La perte de chaleur à travers les faces latérales de capteur est également régie par la conduction. Le polystyrène est un isolant de bord commun, pourvu que ceux-ci ne soient pas en contact avec le capteur pour éviter la fusion dans les conditions de stagnation. On peut ainsi définir le coefficient de pertes par les faces latérales Ub tel que (Prakash et Garg, 2006) :

$$U_b = \frac{\lambda_{is} A_{lat}}{e_{is} A_c} \tag{II.36}$$

A_c surface du capteur ;

A_{lat} surface des faces latérales du capteur,

e_{islat} épaisseur de l'isolant sur ses faces latérales.

Typiquement, les valeurs du coefficient de perte de chaleur sont de U_e =1,5 à 2,0 W/m^2. La modification de coefficient de perte de chaleur est basée par l'ouverture de la surface afin d'évaluer l'importance relative de la perte de chaleur. Le coefficient de perte thermique globale peut être calculé en sommant les coefficients de pertes avant latérales et l'arrière de capteur on obtient (Kasbadji, 1986 ; Garg, 1987 ; Duffie et Beckman, 2013 ; Gordon, 2013 ; Kalogirou, 2014 ; Tiwari *et al.,* 2016) :

$$U_L = U_a + U_b + U_{lo} \tag{II.37}$$

II.5. Échangeur de chaleur à contrecourant

Généralement, les échangeurs permettent un échange de chaleur entre deux fluides circulent en sens inverse. Ils sont dits échangeur à surface lorsque les deux fluides sont séparés par des plaques en raison de sa plus grande souplesse d'utilisation. L'échange de chaleur est caractérisé par deux paramètre, la différence de températures entre les deux fluides et la

résistance de transfert de chaleur, résultante de diverse résistance en séries (Trambouze, 1999).

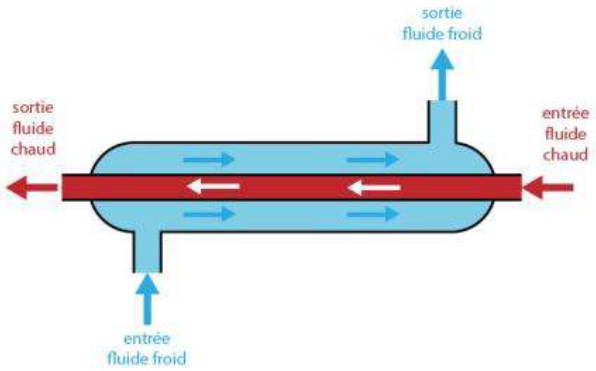


Figure II.7. Principe fonctionnement de l'échangeur à contre-courant.

II.5.1 Efficacité de l'échangeur à contre-courant :

L'efficacité fonctionnelle d'un échangeur de chaleur, est le rapport entre la puissance thermique réelle $Q_{réelle}$ de l'appareil et sa puissance thermique maximale Q_{max}. On peut déduire que la puissance évacuée par l'échangeur par (Kakaç *et al.*, 2002 ; Bianchi *et al.*, 2004) :

$$\xi = \frac{Q_{réelle}}{Q_{\max}} = \frac{(\dot{m}C_p)_{cold}(T_P - T_R)}{(\dot{m}C_p)_{\min}(T_{oc} - T_R)} = \frac{(\dot{m}C_P)_{hot}(T_{oc} - T_{ic})}{(\dot{m}C_P)_{\min}(T_{oc} - T_R)} \quad \text{(II.38)}$$

$(\dot{m}C_p)_{min}$ débit de capacité thermique massique minimale, W/K

$(\dot{m}C_p)_{hot}$ débit de capacité thermique massique de fluide chaud, W/K

$(\dot{m}C_p)_{cold}$ débit de capacité thermique massique de fluide froid, W/K

T_R température de réseau, K

T_P température de process, K

T_{ic} température de sortie de capteur

T_{oc} la température de l'entrée de capteur

ε efficacités de l'échangeur.

II.5.2. Puissance thermique maximale

La puissance maximum d'échange est obtenue lorsque l'un des fluides subit un changement de température égal au gradient de température maximum existant dans l'appareil. Dans le

cas où $C_f < C_c$, le fluide froid subit un plus grand écart de température de T_{oc} vers T_R , conduisant au flux de chaleur maximal (Duffie et Beckman, 2013 ; Kakaç *et al*., 2002 ; Bianchi *et al.*, 2004)

$$(\dot{m}C_P)_{hot}(T_{oc}-T_{ic})=\zeta(\dot{m}C_p)_{\min}(T_{oc}-T_R) \tag{II.39}$$

On peut donc résoudre l'équation (II.39) par rapport $T_{ic,}$ tel que :

$$T_{ic}=T_{oc}-\frac{\zeta(\dot{m}C_p)_{\min}}{(\dot{m}C_p)_{hot}}(T_{oc}-T_R) \tag{II.40}$$

En supposant que la température de sortie de capteur est égale à la température à l'entrée de l'échangeur, où la perte de chaleur entre l'échangeur et le capteur solaire dans l'atmosphère est négligeable et en substituant l'expression (II.40), dans l'équation (II.5), on obtient :

$$T_{oc}=\frac{F_R(\tau_c\alpha_p)_e A_c G_\beta - F_R U_L A_c\left(\frac{(\dot{m}C_p)_{\min}\zeta}{(\dot{m}C_p)_{hot}}T_R-T_a\right)+\frac{(\dot{m}C_p)_c(\dot{m}C_p)_{\min}\xi}{(\dot{m}C_p)_{hot}}T_R}{F_R U_L A_c\left(1-\frac{\zeta(\dot{m}C_p)_{\min}}{(\dot{m}C_p)_{hot}}\right)+\frac{(\dot{m}C_p)_{\min}(\dot{m}C_p)_c\zeta}{(\dot{m}C_p)_{hot}}} \tag{II.41}$$

Après réarrangement l'équation (II.41), on obtient la température l'entrée du fluide en fonction de l'éclairement par relation suivante :

$$T_{oc}=\frac{F_R(\tau_c\alpha_p)_e A_c G_\beta + F_R U_L A_c T_a+\frac{(\dot{m}C_p)_{\min}\xi\, T_R}{(\dot{m}C_p)_{hot}}\left((\dot{m}C_p)_c - F_R U_L A_c\right)}{F_R U_L A_c+\frac{(\dot{m}C_p)_{\min}\zeta}{(\dot{m}C_p)_{hot}}\left((\dot{m}C_p)_c - F_R U_L A_c\right)} \tag{II.42}$$

La température de process s'obtient à partir de l'équation (II.38) :

$$T_P=T_R+\frac{\zeta(\dot{m}C_p)_{\min}}{(\dot{m}C_p)_{cold}}(T_{oc}-T_R) \tag{II.43}$$

II.6 Distillation membranaire

II.6.1. Concepts de la distillation membranaire

II.6.1.1. Théorie cinétique et les lois des gaz

La théorie cinétique qui peut expliquer les lois expérimentales des gaz suppose que la pression exercée par un gaz provient de la collision des molécules sur les parois des pores ou collisions des molécules de gaz diffusantes entre elles. Le système considéré est un gaz de sphère rigide qui n'exercent les unes sur les autres que les forces de répulsion. Elles se manifestent lors des collisions entre les molécules qui composent le gaz. La force qui résulte de ces chocs dépend à la fois du nombre et de la force moyenne des impacts. Une augmentation de la température de gaz se traduit :

- Par une augmentation de l'énergie cinétique moyenne, si bien que les chocs sur la paroi sont plus violents.
- Par une augmentation du nombre de collision par unité du temps, puisque les molécules se déplacent plus rapidement (Kotz et Treichel, 2006).

II.6.1.2. Pression d'entrée du liquide (pression de mouillage)

La nature hydrophobe des membranes utilisées dans la configuration de VMD s'oppose au passage du liquide d'alimentation. Le mouillage des pores peut intervenir, que lorsque la pression hydrostatique est supérieure à la pression d'entrée du liquide (LEP), provoquant ainsi un passage de l'eau à travers les pores de la membrane. Cette pression est donnée par l'équation de Laplace-Cantor (Belessiotis *et al*., 2016 ; Curcio et Drioli,2004 ; El-Bourawi *et al*, 2006 ; Abu-Zeid *et al*, 2014).

$$\Delta P_{LV} = LEP_w = \frac{-2B_c \gamma_L \cos \vartheta_{liquide-solide}}{r_{\max}} \qquad \text{(II.44)}$$

Avec

γ_L tension superficielle du liquide

r_{max} rayon du plus grand pore, m

$\theta_{liquide-solide}$ angle de contact entre liquide et membrane

B_c facteur de forme du pore (1 si cylindrique et < 1 si ellipse).

Cette condition entraîne nécessairement la formation de l'équilibre liquide /vapeur à l'interfaces de l'entrée des pores de la membrane, en raison de la pression appliquée dans le

côté de perméat. La LEP dépend de la taille maximale des pores ainsi que l'hydrophobicité de la membrane est directement liée à la concentration du liquide d'alimentation et la présence des solutés organiques. (Khayet et Matsuura, 2001) et (Khayet *et al.*, 2004) ont amélioré la perméabilité de VMD par l'utilisation de la membrane de polyvinnylidène (PVDF) et de l'eau comme additif afin de réduire leur coût. Les membranes supportées et non supportées sont fabriquées à partir de 15% de PVDF dans le solvant diméthylacétamide (DMAC). Ils ont observé que la porosité et le diamètre des pores ont augmenté, respectivement, de 26.8 à 79.6% et de 0.02 à 0.7 mm avec l'augmentation de l'eau contenant dans la solution, qui aura pour conséquence une diminution de LEP_w.

II.6.1.3. Mécanismes de transfert en distillation membranaire à sous vide

Les mécanismes se sont ainsi développés pour décrire le transport de matière dans la membrane. Prenant l'exemple du dessalement, la force de transfert de matière dans le milieu poreux de la membrane est due à un gradient de pression partielle de la vapeur ΔP_{H2O} de part et d'autre de la membrane. Il en résulte l'équation suivante (Lawson et Lloyd,1997 ; Khayet et Matsuura, 2001 ; Khayet *et al*., 2004 ; Khayet et Matsuura, 2011; Abu-Zeid *et al*, 2014)

$$\Delta P_{H_2O} = P_m - P_p = \gamma_w x_{NaCl} P_m - P_p \qquad \text{(II.45)}$$

Avec

ΔP_{H20} différence de pression partielle entre les deux côtés, Pa

γ_w coefficient d'activité de l'eau

x_{NaCl} fraction molaire d'eau du côté d'alimentation

P_m pression partielle de vapeur de l'eau pure à l'interface de membrane du côté d'alimentation, Pa

P_p pression partielle d'eau du côté de perméat, Pa.

L'hypothèse principale est fondée sur la considération que l'équilibre liquide-vapeur est atteint à l'interface de la membrane. Pour l'eau pure, la pression partielle de la vapeur est donnée par l'équation d'Antoine et la température au niveau de l'interface liquide vapeur est assimilée à la température dans l'alimentation au voisinage de la membrane T_{fm}. La

formule d'Antoine, qui a pour expression (Lawson et Lloyd, 1997; Abu-Zeid *et al*.,2014 ; Belessiotis *et al*., 2016):

$$P_s = \exp\left[23.1964 - \frac{3816.44}{T_{fm} - 46.13}\right] \tag{II.46}$$

Une notion importante est celle du libre parcours moyen λ_i des molécules qui va déterminer quel type de résistance est dominant dans le transfert de matière au sein de la membrane. Il est défini par la théorie cinétique des gaz (Khayet et Matsuura, 2011 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015 ; Belessiotis *et al*., 2016) et donné par :

$$\lambda_i = \frac{k_B T_a}{\sqrt{2}\pi P \sigma_i} \tag{II.47}$$

$$\lambda_i = \frac{k_B T_a}{\sqrt{2}\pi P \sigma_i^{\,2}} \tag{II.48}$$

Avec

k Constante de Boltzmann = $1.381.10^{-23}$J/K

σ_i diamètre de collision= $2.64.10^{-10}$ m

r rayon de pore, m

$\bar{P}$ pression moyenne, Pa

T_a température absolue, K

d diamètre de pore de la membrane, m

i nombre des molécules

Pour un système binaire le parcours moyen des molécules (Lawson et Lloyd, 2011):

$$\lambda_i = \frac{k_B T_a}{\sqrt{2}\pi P\left(\frac{\sigma_i + \sigma_j}{2}\right)^2 \sqrt{1 + \frac{M_j}{M_i}}} \tag{II.49}$$

Avec

σ_i , σ_j Diamètre de collision de molécule i et molécule j

M_i, M_j masses molaire des composés i et j

Le rapport entre le parcours libre moyen et le diamètre du pore, définit le nombre adimensionnel appelé le nombre de Knudsen, qui est le support essentiel pour la détermination du type de régime de diffusion dans le milieu poreux**.** (Khayet et Matsuura, 2011; Abu-Zeid et al., 2014 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015)

$$K_n = \frac{\lambda_i}{d} \tag{II.50}$$

En VMD, la force motrice est maintenue par une application d'un vide en continu au niveau du côté de perméat. Dans le cas de dessalement, le flux de perméat se traduit par l'équation suivante (Lawson et Lloyd, 1996 ; Khayet et Matsuura, 2011; Abu-Zeid *et al*., 2014 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015)

$$J_i = B_i \Delta P_i = P_m - P_p \tag{II.51}$$

B_i perméabilité de Knudsen, $s.mol^{-1/2} .m^{-1} .kg^{-1/2}$

ΔP_i différence de pression partielle entre les deux côtés, Pa.

La pression transmembranaire varie le long de la paroi membranaire. En outre, la pression du côté de perméat empêche la formation de la couche limite de ce côté, lorsque celle-ci est inférieure à la pression partielle de saturation et la résistance de transfert de masse à l'intérieur de la membrane est par conséquent négligée. Le transfert de masse de compartiment d'alimentation vers la couche limite peut être décrit par la théorie du film. Le transfert des molécules volatiles à travers de la membrane provoque une diminution de la concentration à l'interface de la membrane. Le flux massique J_v traversant la couche limite, est défini comme suit (Lawson et Lloyd, 1996 ; Lawson et Lloyd, 1997 ; Belessiotis *et al*, 2016).

$$J_v = k_f c_f \left(\frac{x_{fm} - J_i / J_v}{x_f - J_i / J_v} \right) \tag{II.52}$$

Avec

c_f concentration de la solution aqueuse de l'alimentation, mol m^{-3}

k_f coefficient de transfert massique, m /s

x_{fm} et x_f fractions molaires d'eau dans l'alimentation et au voisinage de la membrane, respectivement.

J_i flux massique, kg m^{-2} s^{-2}.

Dans la plupart des applications de la configuration VMD, la pression au niveau du côté de perméat est relativement faible et le rayon des pores de la membrane est plus petit que le libre parcours moyen des molécules. Par conséquent, le régime de Knudsen commande le transfert de masse dans les pores de la membrane. Le flux massique des composants de diffusion est proportionnel à la différence de pression partielle à travers la membrane (Lawson et Lloyd, 1996).

$$J_v = \frac{B_i}{\sqrt{M}}\left(P_{fm} - P_p\right) \tag{II.53}$$

Il peut arriver, dans le cas de très petits pores et d'une pression basse, que le régime de diffusion ne soit plus du tout assimilable à celui d'une phase homogène. En effet, le libre parcours moyen des molécules étant élevé et les distances entre les parois faibles, la molécule progresse par bonds successifs le long du pore. Le régime de diffusion est appelé alors régime de Knudsen. La diffusion de Knudsen intervient lorsque les collisions molécules-parois du pore sont dominantes par rapport aux collisions molécules-molécules, en général cet effet est considéré prédominant lorsque $Kn > 10$ et $r_p < 0.05\ \lambda$. Le régime de Knudsen est applicable via l'équation suivante (Khayet *et al*., 2004 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Abu-Zeid *et al*., 2014 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015).

$$B_i = \frac{2}{3RT}\frac{\zeta r_p}{\tau \delta_m}\sqrt{\frac{8RT_a}{\pi M_i}} \tag{II.54}$$

Avec

ζ porosité de la membrane

r_p rayon des pores, m

ζ facteur de tortuosité

δ_m épaisseur de la membrane,m

R constantes des gaz parfaits (8,314 $J.mol^{-1}.K^{-1}$)

T_a température absolue, K

M_i masse molaire de l'espèce i, g/ mol

B_i perméabilité de Knudsen, $s.mol^{-1/2} .m^{-1} .kg^{-1/2}$

Lorsque le nombre de Knudsen est entre $1 > K_n > 0.01$ et le rayon de pore est entre $0.05 \lambda_i < r_p < 50$, le régime de transfert transitoire est prédominant ,ce mécanisme du transport est la combinaison de régime de poiseuille et le régime de Knudsen, le coefficient de transfert s'écrit alors (Lawson et Lloyd, 1996 ; Khayet *et al*., 2004 ; Abu-Zeid *et al*., 2014 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015) :

$$B_i = \frac{1}{\delta_m RT}\left(\frac{2\zeta \bar{r}}{\pi M_i}\sqrt{\frac{8RT_a}{\pi M_i}} + \frac{\zeta r^2}{8\tau n_i}\bar{p}\right) \qquad \text{(II.55)}$$

Avec

n_i viscosité de espèce i, Pa.s

T_a température absolue, K

$\bar{P}$ pression moyenne, Pa.

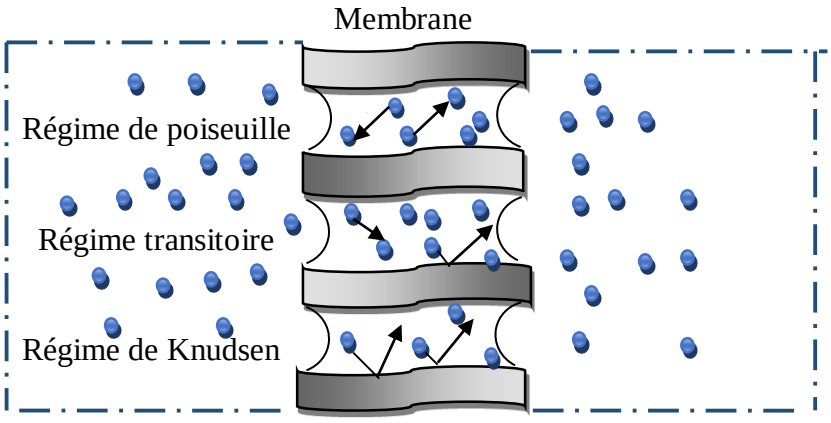


Figure II.8. Mécanismes de transfert dans le processus de VMD

(Lawson et Lloyd, 1996) ont indiqué que les équations du modèle DGM (Dusty Gas Model), distinguent quatre types des mécanismes possibles au sein de la membrane, qui sont réduits au flux d'un régime de transfert transitoire. Dans ce cas, la contribution visqueuse dans le côté de perméat peut être exprimée par le rapport le terme visqueux et le terme Knudsen .il s'écrit de la manière suivante :

$$K_i = 0.2\frac{\overline{P}\,\overline{r}}{V n_i} \tag{II.56}$$

Où

V la vitesse moyenne des molécules de vapeur, m/s

$\bar{r}$ rayon moyen des pores,m.

(Zhang *et al.*, 2013) ont développé un nouveau modèle basé sur le mécanisme de transfert transitoire. Le modèle suivant combine les régimes de knudsen et de poiseuille :

$$B_i = \frac{8r\zeta}{3\delta_m \tau}\sqrt{\frac{1}{2\pi M_i R\overline{T}}} + \frac{r\zeta^2 \overline{p}}{8\tau n_i R\overline{T}} \tag{II.57}$$

$$\delta_m = r_{in}\ln\left(\frac{r_{out}}{r_{in}}\right) \tag{II.58}$$

Avec

δ_m épaisseur de la membrane, m

r_{out} et r_{in} sont respectivement rayon extérieur et intérieur de la membrane, m

$\overline{T}$ température moyenne, K .

Lorsque le nombre de Knudsen est entre 0,01 <Kn <1, la surface de diffusion est négligeable pour les membranes ayant une taille de pores > 0,02 μm, du fait que la surface des pores est significativement plus grande que la surface de diffusion. Guijt et *al.*, 2000), ont développé un modèle dans la zone de transition pour décrire la performance de procédé de DM. L'équation suivante est basée sur l'hypothèse des mécanismes de knudsen et poiseuille (Abu-Zeid *et al.*, 2014 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015) :

$$B_i = \frac{1}{RT_a}\left[\frac{V_m 2r\zeta}{3\tau} + \frac{\zeta r^2 \overline{P}}{8\tau n_i}\right]\left[\frac{1}{r_{out}\ln\left(\frac{r_{out}}{r_{in}}\right)}\right] \tag{II.59}$$

Avec

V_m vitesse molaire moyenne du gaz, m^3/mol

T_a température absolue.

La principale différence entre les modèles présentés (II.57), (II.58) et (II.59), est l'épaisseur de la membrane. L'épaisseur de la membrane est spécifiée par le fabricant ou donnée sous forme de logarithme du diamètre intérieur et le diamètre extérieur. En outre, l'équation (II.54) considère que l'effet de Knudsen est deux fois plus élevé que les deux autres modèles (Ramezanianpour et Sivakumar, 2015). Tous les modèles développés pour le processus de DM doivent être capables de décrire le mécanisme du transport de chaleur et de masse à travers une membrane poreuse, ainsi que l'effet provoqué par les conditions opératoires (la concentration et la température à la surface de la membrane, la polarisation de la température et de concentration, le taux de production et la rétention du soluté ou la sélectivité de la membrane). Lorsque le transport de masse est considéré pour chaque pore individuellement, le diamètre de chaque pore individuel (dp) doit être comparé au libre parcours moyen des molécules. Trois possibilités suivantes peuvent se présenter :

Lorsque le diamètre du pore $d_p < 0.1\lambda_i$, la perméabilité à travers chaque pore de la membrane depuis une région de Knudsen est exprimée comme suit (Khayet et Matsuura, 2004 ; Khayet *et al*, 2004 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Abu-Zeid *et al.*, 2014 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015) :

$$B_i = \frac{2\pi}{3}\frac{1}{RT_a}\sqrt{\frac{8RT_a}{\pi M_i}}\frac{r_k^3}{\tau\delta_m} \qquad \text{(II.60)}$$

r_k rayon des pores dans la région Knudsen

T_a : température absolue.

Lorsque $rp > 50\ \lambda_i$, la propagation des molécules dans un milieu visqueux se fait grâces aux collisions intermoléculaires, il s'agit de transfert de Poiseuille et la perméabilité à travers un seul pore dans la région visqueuse peut être calculée en utilisant la formule suivante (Khayet et Matsuura, 2004 ; Khayet *et al*., 2004 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Abu-Zeid *et al.*, 2014 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015) :

$$B_i = \frac{\pi r_v^4}{8\,n_i}\frac{\overline{P}}{RT_a}\frac{1}{\tau\delta_m} \qquad \text{(II.61)}$$

r_t le rayon des pores dans la région de poiseuille

T_a température absolue.

Lorsque le diamètre des pores est entre $0.1\,\lambda_i < d_p < 100$, dans ce cas il existe deux régimes à l'intérieur du pore de la membrane, la collision intermoléculaire et la collision des molécules avec la paroi de la membrane. Dans ce cas, le pore contribue au transfert de la masse par un régime de transfert transitoire. L'expression suivante peut être utilisée pour déterminer la perméabilité à travers chaque pore unique (Khayet et Matsuura, 2004 ; Khayet *et al*., 2004 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Abu-Zeid *et al*., 2014 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015) :

$$B_i = \frac{\pi}{RT_a \tau \delta_m}\left[\frac{2}{3}\sqrt{\frac{8RT_a}{\pi M_i}}r_t^3 + \frac{r_t^4}{8n_i}\overline{P}\right] \qquad \text{(II.62)}$$

r_t le rayon des pores dans la région de transition

T_a température absolue.

Lorsqu'on considère une distribution de taille des pores, tous les mécanismes de transfert peuvent se produire simultanément en fonction des conditions opératoires appliquées. La perméabilité globale de la membrane en VMD peut être calculée en utilisant l'équation suivante (Khayet et Matsuura, 2004 ; Khayet *et al.,* 2004 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Abu-Zeid *et al.,* 2014 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015) :

$$B_i = \frac{N}{\tau\delta}\left(\sum_{j=1}^{m(r=0.05\lambda_i)} G_i^k f_j r_j^3 + \sum_{j=m(r=0.05\lambda_i)}^{p(r=50\lambda)_i} (G_i^k f_j r_j^3 + G_i^v f_j r_j^4 \overline{P}) + (\sum_{j=p(r=50\lambda_i)}^{n(r=r_{max}} G_i^v f_i r_j^4 \overline{P}\right) \qquad \text{(II.63)}$$

$$G_i^k = \sqrt{\frac{32}{9M_i RT_a}} \qquad \text{(II.64)}$$

$$G_i^v = \left(\frac{\pi}{8RT_a n_i}\right) \qquad \text{(II.65)}$$

Avec

f_j fraction des pores ayant un rayon de pore r_j

N nombre total de pores par unité de surface

m dernière classe de pores dans la région de Knudsen

P dernière classe de pores dans la région de transition.

Il est à noter dans l'équation (I.62), que la limite supérieure de chaque sommation peut être modifiée par les valeurs relatives du rayon maximum des pores (R_{max}). Les trois cas suivants sont possibles : i) Si $r_{max}.\leq 0.05\ \lambda_i$, le seul mécanisme qui prévaut est celui de Knudsen; si $r_{max}.\leq 50\ \lambda_i$, les mécanismes de transition sont applicables, et $r_{max}.\geq 50\ \lambda_i$, tous les mécanismes sont simultanément opérationnels.

(Frikha *et al.,* 2013) ont proposé des modèles théoriques décrivant le fonctionnement de procédé de DMV. Cependant, le bilan de masse a été établi entre le compartiment d'alimentation z et compartiment de perméat z + dz.

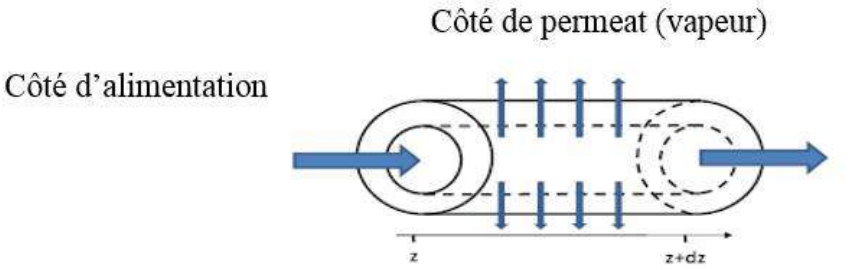


Figure II.9. Élément de volume d'une fibre creuse (Frikha *et al.,* 2013)

$$d\dot{m}_p = A_m B_i \left[\exp\left(23.1964 - \frac{3816.44}{T_z - 46.13} \right) - P_p \right] \tag{II.66}$$

La variation du flux d'eau correspond à la variation de coefficient de la perméabilité de la membrane B_i en fonction de la température à l'interface de membrane. Le coefficient de la perméabilité peut être exprimé comme suit (Frikha *et al.*, 2013 ; Wirth et Cabassud, 2002) :

$$B_{i_0} = B_i\ T_{f|m}^{-0.5} \tag{II.67}$$

En substituant l'équation (I.67) dans l'équation (I.66) on obtiendra une équation de cette forme

$$d\dot{m}_p = \int_0^L \pi n_{fib} d_{fib} B_i\ T_z^{-0.5} \left[\exp\left(23.1964 - \frac{3816.44}{T_z - 46.13} \right) - P_p \right] dz \tag{II.68}$$

Dans un autre modèle, ils ont montré que la température s'effectue à partir de l'analyse du régime transitoire de perméation au niveau du module membranaire et le compartiment d'alimentation (Frikha *et al.*, 2013) :

$$\dot{m}_z C_p (T_z - T_{ref}) = \dot{m}_z C_p (T_z - T_{ref}) + L_v (\dot{m}_z - \dot{m}_{z+dz}) + \rho dV C_p \frac{d(T_z - T_{ref})}{dt} \quad \text{(II.69)}$$

Le bilan thermique (II.69) donne le modèle alors, après intégration et réarrangement :

$$\frac{dT_z}{dt} = -v_{feed}\left(\frac{dT_z}{dz}\right) - \frac{4J_{ve}}{\rho d_{fib} C_p}\left[C_p (T_{ref} - T_z) + L_v\right] \quad \text{(II.70)}$$

Avec une vitesse linéaire est égale :

$$v_{feed} = \frac{\dot{m}}{\rho_m n_{fib}\left(\frac{\pi d_{fib}^{\,2}}{4}\right)} \quad \text{(II.71)}$$

Où

J_{ve} flux massique de l'eau, kg /m^2 s

L_v chaleur latente de vaporisation, J/kg

d_{fib} diamètre des fibres, m

ρ_m densité massique , kg/m^3

n_{fib} nombre de fibre de creuse

Cp capacité calorifique de l'eau , J/kg K

T_{ref} température de référence, K.

$\dot{m}$ débit massique, kg /h.

z coordonnée axiale pour une fibre creuse, m.

Un modèle mathématique a été mis en point sous forme différentielle pour décrire le transfert de masse en VMD. La pression partielle de vapeur régnant à l'intérieur des fibres creuses peut être décrite par l'équation différentielle de Hagen-Poiseuille (Chenggui Sun *et al.*, 2014):

$$\frac{dp_p^{\,2}}{dz} = \frac{256\mu RT}{n\pi d_i^4} m_p \quad \text{(II.72)}$$

Avec

P_p pression partielle de vapeur, Pa

m_p débit molaire de perméat, mol/s

d_i diamètre à l'intérieur de fibre creuse, m

d_0 diamètre à l'extérieur de fibre creuse, m

μ_v Viscosité de vapeur de l'eau, Pa.s

L'équation de débit de perméat distribué le long de la fibre donc s'écrit comme suit :

$$\frac{dm_p}{dz} = -n_{fib}\pi d_0 B_i M^{-0.5}\left(p^{sat} - p\right) \tag{II.73}$$

Les équations (I.72) et (I.73) sont complétées par les conditions aux limites suivantes :

$$z = L,\ m_p = 0 \quad et \quad \frac{dp}{dz} = 0 \tag{II.74}$$

$$z = 0,\ m_p = m_{p0} \ et \ p = p_0 \tag{II.75}$$

m_{po} débit global de vapeur d'eau, mol

p_o pression de vapeur du côté aval de la membrane

La combinaison de l'équation (I.72) et (I.73) donnes :

$$\frac{dp_p^{\ 2}}{dm_p} = \frac{-256\mu RT}{n^2\pi^2 d_i^4 d_0}\frac{M^{-0.5}}{B_i}\left(\frac{\dot{m}_p}{p_s - p_p}\right) \tag{II.76}$$

Equation (II.76) donne alors, après intégration et réarrangement

$$2(p_0^3 - p_e^3) - 3(p_0^2 - p_e^2)p^{sat} = \frac{-256\mu RT}{n_{fib}^{\ 2}\pi^2 d_i^4 d_0}\left(\frac{M^{-0.5}m_0^2}{B_i^m}\right) \tag{II.77}$$

P_e la pression maximum de perméat à l'extrémité de la membrane (z=L)

En outre, il y a une limite de pression de perméat (pe) à l'extrémité de la fibre, cette limite ne peut pas être supérieure à la pression de saturation. Lorsque la limite de pression p_e est proche de la pression de saturation p^{sat}, le débit de perméat devient le maximum Q_{max}, qui est donné par l'équation suivante (Chenggui Sun et al., 2014):

$$m_{\max} = \frac{n^2 \pi^2 d_i^4 d_0}{384 \mu RT} \frac{B_i}{M^{0.5}} \left(2p_0^3 + (p^{sat})^3 - 3p_0^2 p^{sat} \right)^{0.5} \quad \text{(II.78)}$$

Selon Soni et al., il serait néanmoins possible de concevoir le processus, dans le but de prévoir l'effet de la polarisation de concentration et de la température. Le modèle développé repose sur une approche systématique, qui a également pour conséquence de faciliter la mise en évidence une variété des produits pour un processus à plusieurs compartiments. Le modèle décrivant l'évolution de la température dans le côté d'alimentation est exprimé par relation suivante (Soni *et al*., 2007 ; 2008) :

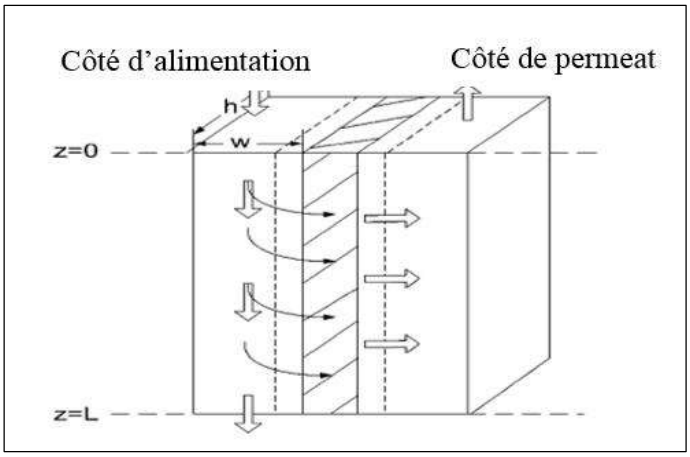


Figure II.10. Conditions limites pour un module membranaire (Soni *et al*., 2008)

$$\left(\frac{dT_z}{dz} \right) = \frac{1}{\dot{V}} \left[\frac{Q_{process} e\, w}{C_p} - T_z J_{v(z)} w \right] \quad \text{(II.79)}$$

Avec une condition initiale :

$T_f(z_0) = T_{f,0}$ (II.80)

Une vitesse linéaire parcourant une distance z :

$$\frac{dv_f}{dz} = -\frac{J_{(z)}}{h_t} \quad \text{(II.81)}$$

Le transfert de chaleur de côté d'alimentation peut être décrit par expression suivante (Soni et al., 2007 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015) :

$$Q_{\mathrm{Pr}ocess} = h_f (T_f - T_{fm}) \quad \text{(II.82)}$$

Où

h_t hauteur, m

h_f coefficient de transfert de chaleur, $W/m^2.K$

$J_{v(z)}$ flux volumique, m^3/m^2 s

L longueur, m

$Q_{process}$ chaleur de process, J/m^2 s

$\dot{V}$ débit volumique, m^3/s

$\dot{n}$ débit molaire, mol /s

W largeur de la membrane, m

v vitesse, m/s

ρ Densité molaire, mol/m^3

C_p Capacité calorifique molaire de l'eau, J/ K mol.

z coordonnée axiale pour une fibre creuse, m.

Les équations de bilan énergétique, ainsi que les équations de transfert de chaleur et de masse, sont simultanément résolues afin de déterminer les conditions opératoires (la concentration de NaCl, la distribution de la température, la vitesse du côté d'alimentation et la quantité de l'eau distillée produite.

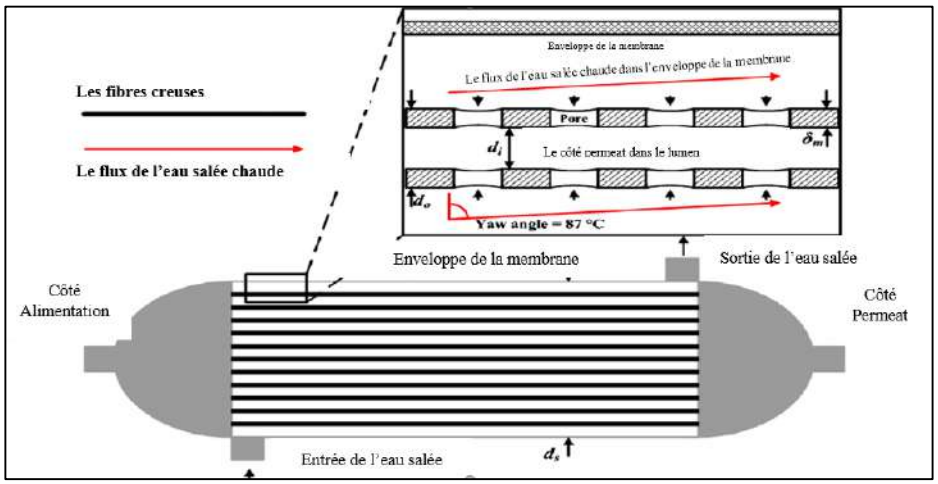


Figure II.11. Schéma du procédé VMD (Lee et Kim, 2015).

Le flux de la solution saumâtre dans le côté de l'enveloppe de la membrane peut être exprimé par les équations suivantes (Lee et Kim, 2015) :

$$\frac{dP}{dz} = \frac{-32\mu v}{d_h^2} \quad \text{(II.83)}$$

$$\frac{1}{V_m}\frac{dv}{dz} - \frac{v}{V_m^2}\left(\frac{M_s}{\rho_{ms}} - \frac{M}{\rho_m}\right)\frac{dx_s}{dz} = \frac{-4J_{ve}n_{fib}d_0}{M(d_i^2 - n_{fib}d_0^2)} \quad \text{(II.84)}$$

$$\frac{x_s}{V_m}\frac{dv}{dz} + \frac{v}{\rho_m}\frac{M}{V_m^2}\frac{dx_s}{dz} = 0 \quad \text{(II.85)}$$

$$\frac{d(\rho_m v C_p T_f)}{dz} = \frac{-4Q}{\pi(d_i^2 - n_{fib}d_0^2)} \quad \text{(II.86)}$$

Avec

d_h diamètre hydraulique, m

V_m volume molaire, m^3/mol

v vitesse, m/s

Q énergie thermique, W

M_s masse molaire de chlorure de sodium, g/mol

x_s fraction molaire de sel

n_{fib} nombre de fibre de creuse

μ viscosité cinématique, Pa.s

ρ_m densité massique, kg/m^3

ρ_{ms} densité massique de chlorure de sodium, kg/m^3

z coordonnée axiale pour une fibre creuse, m.

C_p capacité calorifique molaire de l'eau, J/mol K

II.6.1.4 Polarisation de concentration

La polarisation de la concentration (CPC) est un phénomène fréquent qui se produit dans les processus membranaires. Un gradient de concentration s'installe dans le côté d'alimentation sous l'action de la convection. Celui-ci génère un flux de diffusion de la surface de la membrane vers la solution dans une zone appelée la couche limite : on parle de rétrodiffusion, le flux de diffusion étant opposé au flux convectif du soluté. Ce phénomène est appelé polarisation de concentration. Il apparaît ainsi une résistance au sein d'une couche limite formée dans le côté d'alimentation et un transfert de matières (Lawson et Lloyd, 1997 ; Belessiotis *et al.,* 2016). L'apport de substance par le flux convectif (sous l'action du gradient de pression) étant donc contrebalancé en partie par le phénomène de rétrodiffusion (sous l'action de gradient de concentration), le flux résultant est donc nécessairement plus

faible que le flux obtenu pour le solvant pur. L'expérience montre qu'au-delà d'une certaine pression de travail le flux varie linéairement avec la différence de pression transmembranaire appliquée, on parle alors de polarisation primaire. Ce type de polarisation est entièrement réversible c'est-à-dire que les espèces accumulées au voisinage de la surface se dispersent dans la solution (par diffusion), lorsque le gradient de pression cesse d'être appliqué. Ce phénomène est exprimé par l'équation (II.87), qui renferme le rapport la différence de concentration des substances accumulées à l'interface de la membrane entre le côté d'alimentation et le côté de perméat par la différence de concentration des substances accumulées entre le côté d'alimentation et le côté de perméat. Le coefficient est donné par la formule suivante (Lawson et Lloyd, 1997 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Belessiotis *et al*., 2016)

$$CPC = \frac{C_{fm} - C_{mp}}{C_f - C_{pe}} \qquad \text{(II.87)}$$

Avec

C_{fm} concentration des substances accumulées dans le côté alimentation au voisinage de la membrane, mol m^{-3}

C_{mp} concentration des substances accumulées dans le côté perméat au voisinage de la membrane, mol m^{-3}

C_{pe} concentration de sels dans le côté perméat, mol m^{-3}

C_f concentration de sels dans le côté d'alimentation, mol m^{-3}.

Dans le cas, d'une solution aqueuse contenant des substances non volatiles (Sel) dans le côté d'alimentation, peut ainsi donner lieu à la formation d'une couche supplémentaire à la surface de la membrane, ce qui est due à la perméation de la vapeur d'eau à travers les pores de la membrane. Tant que le processus de séparation est en cours, la concentration de soluté au voisinage de la membrane d'alimentation devient plus élevée que dans le côté d'alimentation. Selon l'équation (II.88), les concentrations dans le perméat sont considérées comme nulles puisqu'il n'y qu'une seule phase vapeur aqueuse traverse la membrane, alors le coefficient utilisé pour quantifier la résistance de transport de masse à l'intérieur de la couche limite est donné par (Lawson et Lloyd, 1997 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Abu-Zeid *et al*., 2014 ; Martinez-Diez et Vazquez-Gonzalez, 1999)

$$CPC = \frac{C_{fm}}{C_f} \tag{II.88}$$

II.6.1.5 Flux de chaleur à travers la membrane

Le procédé de distillation membranaire MD faisant intervenir un changement de phase pour réaliser la séparation. La chaleur latente de la vaporisation doit être transférée à partir de l'interfaces liquide-vapeur du côté d'alimentation vers le côté de perméat. Du fait de l'analogie électrique- thermique, les résistances peuvent être insérées entre les nœuds d'un réseau thermique, chaque nœud étant caractérisé par une température. Le schéma thermique équivalent ainsi obtenu est représenté à la figure II.12 (Schofield *et al*., 1987 ; Lawson et Lloyd, 1997 ; Khayet et Matsuura, 2011).

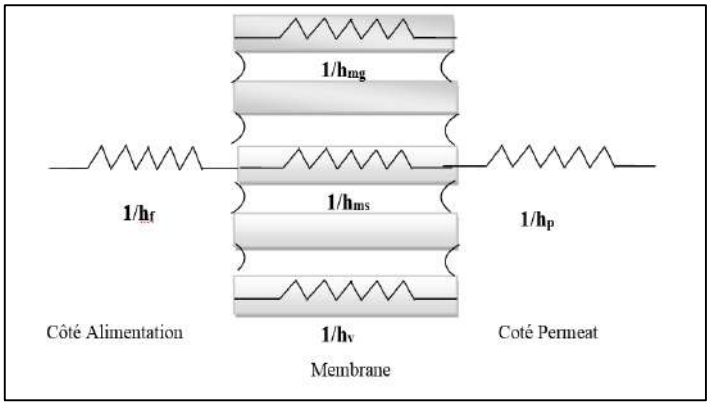


Figure II.12. Résistances au transfert de chaleur

Le coefficient de transfert de chaleur global est donné par (Khayet et Matsuura, 2011) :

$$H_t = \left[\frac{1}{h_f} + \frac{1}{h_m + h_v} + \frac{1}{h_p} \right] \tag{II.89}$$

Avec

h_v coefficient de transfert de chaleur lié à la vapeur, $W.m^{-2}.K$

h_m coefficient de transfert de chaleur dans la membrane , $W.m^{-2}.K$

h_f coefficient de transfert de chaleur dans l'alimentation, $W.m^{-2}.K$

h_p coefficient de transfert de chaleur dans le perméat, $W.m^{-2}.K$.

La chaleur totale transférée au travers de la membrane est donnée par (Lawson et Lloyd, 2011):

$$Q = H_t(T_f - T_p) \tag{II.90}$$

Le transfert de chaleur à travers de la couche limite est considéré comme une étape limitante de performance de procédé DM, parce qu'une grande quantité de chaleur doit être fournie pour vaporiser le liquide. Le flux de chaleur totale traversant la couche limite est exprimé par (Khayet et Matsuura, 2011 ; Lee et Kim, 2013)

$$Q_{fbl_1} = h_f(T_f - T_{fm}) \tag{II.91}$$

La chaleur totale est transférée par le flux d'alimentation de la couche limite vers l'interface de la membrane, celle-ci est principalement causée par le transfert de masse. Le flux de chaleur totale traversant la couche limite est donné par relation suivante (Belessiotis *et al*., 2016) :

$$Q_{fbl2} = h_f(T_f - T_{fm}) + J_v H_L(T_{moy(f)}) \tag{II.92}$$

Avec

$H_L(T_{moy(f)})$ enthalpie de liquide à une température de référence, J/ kg

T_p température de la membrane côté perméat, K

$T_{moy(f)}$ température entre la température du côté alimentation et l'interface de membrane, K

h_f coefficient de transfert de chaleur lié à la vapeur, $Wm^{-2}K^{-1}$

T_0 la température de référence, K

Le flux de chaleur transféré Q_{mem} dans le milieu poreux de la membrane peut se diviser en deux flux de chaleur : le flux de chaleur dû à la vaporisation de l'eau d'alimentation Q_v et le flux de chaleur dû à la conduction dans la membrane ou dans les pores Q_c, qui sont exprimés par les relations suivantes (Lawson et Lloyd, 1996 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Lee et Kim, 2013 ; Abu-Zeid *et al*., 2014 ; Belessiotis *et al*., 2016 ; Chiam et Sarbatly, 2016) :

$$Q_v = h_v(T_f - T_{fm}) = J_v \Delta H_v \left\{ T_{moy(f)} \right\} \tag{II.93}$$

$$Q_c = h_m(T_f - T_{fm}) = \frac{k_m}{\sigma_m}(T_f - T_{fm}) \tag{II.94}$$

Ou , k_m est coefficient de conduction thermique à travers la membrane définit par

$$k_m = \zeta \lambda_g + (1-\zeta)\lambda_s \quad \text{(II.95)}$$

Avec

λ_g Coefficient de conduction thermique dans le gaz (vapeur), $Wm^{-1}\ K^{-1}$

λ_s Coefficient de conduction thermique dans la membrane, Wm^{-1-1}

ξ porosité de la membrane.

ΔH_v chaleur latente molaire de vaporisation de l'eau, J/ kg.

La chaleur consommée par l'évaporation sur la surface aval de la membrane peut être transférée par conduction à travers la phase solide de la membrane. La résistance de transfert à travers de la membrane peut être minimisée en augmentant la porosité car il s'agit d'un facteur limitant. Le flux de chaleur à travers la membrane, Q_{mem}, peut être décrit par les équations suivantes (Lawson et Lloyd, 1996 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Lee et Kim, 2013 ; Abu-Zeid *et al*., 2014 ; Chiam et Sarbatly, 2016)

$$Q_{mem} = Q_c + Q_v \quad \text{(II.96)}$$

$$Q_{mem} = \frac{k_m}{\delta_m}(T_{fm} - T_{mp}) + J_v \Delta H_v \left\{T_{fm}\right\} \quad \text{(II.97)}$$

Le flux de chaleur à travers la membrane, Q_{mem}, peut être exprimé aussi par (Belessiotis et al., 2016):

$$Q_{fbl} - J_v \Delta H_v \left\{T_{fm}\right\} = Q_{mem} = \frac{k_m}{\delta_m}(T_{fm} - T_{mp}) + J_v C_p (T_{fm} - T_{mp}) \quad \text{(II.98)}$$

Dans le procédé de VMD, le flux de chaleur tend à créer un mouvement de convection, celui-ci s'accompagne d'un transfert de masse alors que la résistance de la couche limite est formée dans le côté de perméat. La contribution de la chaleur transportée par conduction à travers la membrane est négligeable, l'équation (II.98) devient (Lawson et Lloyd, 1996 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Lee et Kim, 2013 ; Abu-Zeid et al., 2014 ; Belessiotis et al., 2016) :

$$Q_{mem} = J_v \Delta H_v \left\{T_{moy(f)}\right\} = h_f (T_f - T_{fm}) \quad \text{(II.99)}$$

Le flux massique de la vapeur (kg/ s) à travers la membrane est calculé en utilisant l'équation (II.100) (Ramezanianpour et Sivakumar, 2015).

$$\dot{m}_v = J_i A_m M_i \tag{II.100}$$

Où A_m est la surface totale de la membrane, m^2. La température de la membrane de côté d'alimentation en utilisant l'équation suivante (Ramezanianpour et Sivakumar, 2015) :

$$T_{fm} = T_f - \frac{\dot{m}_v \Delta H_v \left\{T_{moy(f)}\right\}}{h_f A_m} \tag{II.101}$$

Considérons un mélange binaire, qui forme une solution aqueuse idéale en phase liquide, la pression partielle de la vapeur d'eau dans un mélange de l'eau saumâtre est proportionnelle à sa fraction molaire dans la solution et à sa pression de vapeur quand il est pur (Lawson et Lloyd, 1997 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015) :

$$P_f = x_w \gamma_w P_s \tag{II.102}$$

Le coefficient d'activité de l'eau dans une solution de NaCl est donné par (Lawson et Lloyd, 1997 ; Ramezanianpour et Sivakumar, 2015)

$$\gamma_w = 1 - 0.5\, x_{NaCl} - 10\, x_{NaCl}^2 \tag{II.103}$$

Avec

x_{NaCl} la fraction molaire de chlorure de sodium

P_s la pression partielle de vapeur de l'eau pure, Pa

γ_w Coefficient de l'activité de l'eau

x_w la fraction molaire de l'eau.

II.6.1.6 Coefficient de polarisation de la température (TPC)

Le transfert de chaleur au travers de la couche limite est connu comme un facteur limitant. La polarisation de la température (TP) est un phénomène qui se produit dans le processus de distillation membranaire MD, qui ne peut pas être mesuré directement. Il apparaît ainsi une résistance de transfert de chaleur au sein d'une couche limite, ce phénomène résulte du fait

que la température à l'interface de la membrane est inférieure à celui du côté d'alimentation. Cette couche limite a un effet destructeur sur la force motrice produite, causant une régression de 50 à 80%. La résistance est déterminée que lorsque les conditions l'hydrodynamique sont connues. La valeur de TPC est définie comme étant le rapport de la différence de la température entre la surface de l'évaporation et la surface de condensation (T_{fm} ,$T_{pm)}$ par la différence de la température entre le côté d'alimentation et le côté de perméat (T_f ,T_p) . Le coefficient polarisation de la température pourrait être calculé en utilisant les expressions suivantes (Lawson et Lloyd, 1996 ; Banat *et al.*, 2005 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Abu-Zeid *et al*., 2014 ; Belessiotis *et al*., 2016 ; Chiam et Sarbatly, 2016)

$$\vartheta = \frac{(T_f - T_{fm})}{(T_f - T_p)} \tag{II.104}$$

$$\vartheta = \frac{T_{fm}}{T_f} \tag{II.105}$$

Suivant l'équation (II.105), la distillation membranaire est limitée par le transfert de chaleur à travers la couche limite quand le coefficient TPC tend vers 0, cela implique que la T_{fm} est beaucoup plus petite que celle de T_f, alors que le procédé est limité par transfert de masse, lorsque le coefficient tend vers 1, cela signifie que T_{fm} est égale à T_f. Le coefficient de la polarisation de la température a été trouvé aussi élevé que 0,7 pour des membranes présentant des perméabilités relativement élevées et indépendantes de la température dans le côté d'alimentation. Ils ont reporté que la valeur de coefficient ainsi obtenu avec l'équation (II.106), est supérieure à 1. (Lawson et Lloyd, 1996 ; Khayet et Matsuura, 2011 ; Abu-Zeid et al., 2014) :

$$\vartheta = \frac{(T_{fm} - T_p)}{(T_f - T_p)} \tag{II.106}$$

Suivant l'équation (II.106), l'effet de polarisation de la température est plus considérable quand le coefficient de polarisation de la température (TPC) est faible, alors la température à l'interface (T_{fm}) devient beaucoup plus faible que la température d'alimentation (T_f). Il a été constaté que le coefficient de polarisation de la température diminue de 0,98 à 0,67 avec l'augmentation de perméabilité de la membrane (Khayet, T ; Matsuura, 2004 ; Khayet et Matsuura, 2011). En revanche, le phénomène de polarisation devient insignifiant, lorsque le

coefficient de polarisation de la température est approche de 1, puisque la température à l'interface (T_{fm}) tend vers la température de l'alimentation (T_f) (Banat *et al*., 2005; Abu-Zeid *et al*., 2014).

II.6.1.8 Efficacité de distillation membranaire

Il est possible de définir l'efficacité d'évaporation η donnant la quantité de chaleur utile transférée par rapport à la quantité totale de chaleur transférée (Li et Sirkar, 2005 ; Abu-Zeid et al., 2014) :

$$\eta = \frac{J_{ve}\Delta H_v}{V_f C_p \Delta T_f} \tag{II.107}$$

Avec

η l'efficacité de transfert thermique, (%)

ΔH_v est la chaleur latente de vaporisation, J / kg

J_{ve} flux massique, kg /m^2 h

V_f débit volumique, m^3/ h

C_p capacité calorifique massique, J /kg K

ΔT_f abaissement de la température d'alimentation dans module membranaire, K.

De plus, le gain de rendement (GOR) et le taux de récupération thermique (TRR) du système sont les plus importants paramètres de performance utilisés dans le processus de distillation membranaire couplée avec l'énergie solaire. GOR peut être calculé mathématiquement, comme l'a mentionné par Koschikowski et al. (Koschikowski *et al*., 2009 ; Belessiotis *et al*., 2016).

$$GOR = \frac{m_p \Delta H_V}{m_f C_p (T_p - T_{ps})} \tag{II.108}$$

Où

η efficacité de transfert thermique, (%)

ΔH_v chaleur latente de vaporisation, J / kg

m_p débit de perméat , kg /h

m_f débit d'alimentation, kg/ h

C_p capacité calorifique liquide, J /kg K

T_p et T_{ps} sont les températures à l'entrée et à sortie du module membranaire, K.

Le taux de récupération thermique (TRR) peut être défini comme suit (Abu-Zeid *et al.*, 2014)

$$TRR = \frac{m_p \Delta H_v}{A_c G_\beta} \tag{II.109}$$

Où

A_c surface de collecteur solaire, m^2

G_β L'irradiation globale sur un plan incliné, W/m^2.

II.7.2. Modélisation de module membranaire à sous vide

Le modèle présenté dans la deuxième partie est basé sur les hypothèses suivantes :

- Le transfert de matière à l'intérieur de la membrane est décrit par le modèle de diffusion de Knudsen
- Le transfert de chaleur à travers la membrane est uniquement dû à la vaporisation de l'eau. Le transfert de chaleur par conduction ou par convection à travers la matrice de la membrane est négligeable.
- -La vaporisation de l'eau s'effectue à l'entrée des pores de la membrane.
- L'effet de courbure de l'interface liquide -vapeur est négligeable.
- L'équilibre liquide-vapeur intervient donc à la surface de la membrane et l'interface est plate.
- Le flux de perméat traversant la membrane est uniquement de l'eau pure sous forme vapeur
- Le phénomène de mouillage et la concentration en sels dans le perméat est négligé.
- Les effets cinétiques de vapeur- liquide aux interfaces formées aux deux extrémités des pores de la membrane sont négligeables.

Le schéma représentatif des différents échanges de chaleur est représenté sur la figure II.13. En se basant sur le bilan thermique pour développer un modèle décrivant l'évolution de la température au niveau de module de VMD. L'eau salée s'évapore à l'interface de la membrane/côté d'alimentation ; en traversant la membrane sous forme de vapeur et s'y condense finalement à l'extérieur du module membranaire à des températures inférieures à

la température ambiante. La pression appliquée dans le côté de perméat doit être obligatoirement inférieure à la pression saturante de la vapeur d'eau

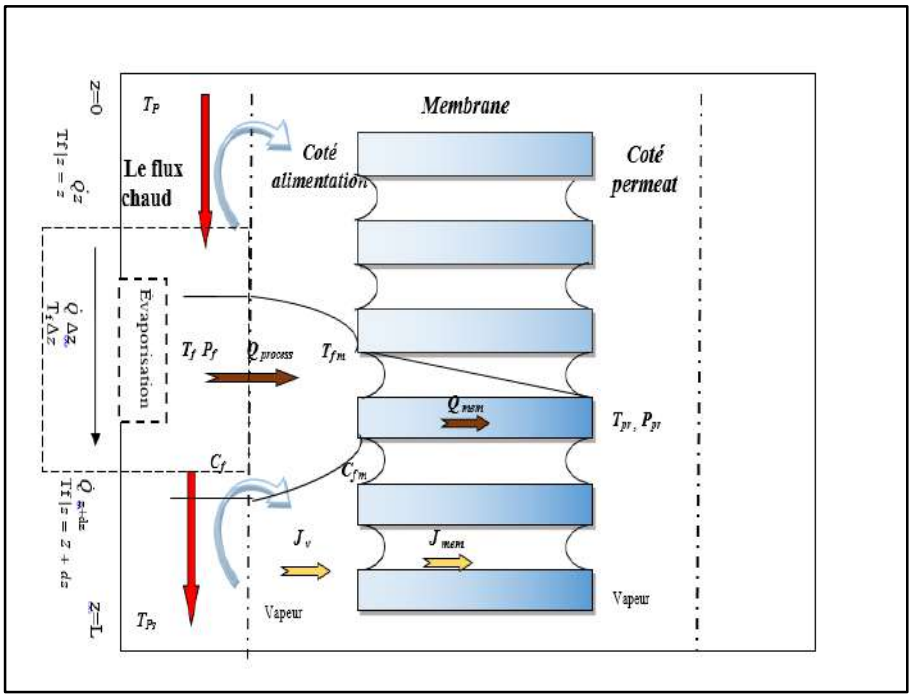


Figure II.13. Schéma de transfert de chaleur et de flux dans le VMD.

On considère que le flux de chaleur accumulé est égal à la différence de chaleur entre le flux de chaleur à l'entrée (Q_z) et le flux de chaleur à la sortie (Q_{z+dz}) et le flux de chaleur transféré ou de process ($Q_{process}$) est généré entre les phases liquide du côté d'alimentation et la phase de vapeur à l'interface de la membrane. L'équation de la balance thermique peut être écrite :

$$-m_f C_p \frac{dT_f}{dt} = \left(Q\big|_{z+dz} - Q\big|_z\right) - Q_{process} = \frac{dQ_z}{dz} dz - Q_{process} \tag{II.110}$$

Le flux de chaleur entre l'intérieur et l'extérieur du côté d'alimentation peut être déterminé comme suit :

$$\frac{dQ_z}{dz} dz = \dot{m}_z C_p \, dz \frac{dT_f}{dz}\bigg|_{z=0}^{z} \tag{II.111}$$

$$Q_z = \dot{m}_z C_p \, (T_{f|z} - T_{f|z=0}) \tag{II.112}$$

avec $\dot{m}_z$ le flux molar, $T_{f|z}$ représente la température moyenne d'alimentation est donnée par (Wang *et al*., 2009).

$T_{f|z}= (T_p+ T_{f|z=L})/2$ (II.113)

La chaleur du process de côté d'alimentation vers le côté de perméat de la membrane est donné par le coefficient de transfert de chaleur et la différence de température à travers la couche limite :

$$Q_{process} = h_f A_m (T_{f|z} - T_{f|m}) + J_v A_m H_L \{T_{av,f}\} \quad \text{(II.114)}$$

Avec A_m surface de la membrane, h_f est le coefficient de transfert de chaleur, $T_{f|m}$ est la température moyenne entre le côté d'alimentation et à l'interface de la membrane, $H_L\{T_{av,f}\}$ est l'enthalpie de l'eau à une température de référence $T_{avg,f}$, et la température moyenne $T_{av,f}$ entre l' interfaces de la membrane et la couche limite est donnée par$T_{av,f}$ = $(T_{f|z}+ T_{f|m})/2$ .La température à l'interfaces de la membrane peut être calculée à partir de l'équation de l'équation d'équilibre (Belessiotis *et al*., 2016) :

$$T_{f|m} = T_{f|z} - \frac{\dot{m}_z C_p (T_p - T_{f(z=L)})}{h_f A_m} \quad \text{(II.115)}$$

En substituant l'équation (II.114) et l'équation (II.112) dans l'équation (II.110), on obtient

$$m_f C_p \frac{dT_f}{dt} = h_f A_m (T_{f|z} - T_{f|m}) + J_v A_m H_L \left[T_{f,av}\right] - \dot{m}_z C_p (T_{f|z} - T_p) \quad \text{(II.116)}$$

On peut d'abord exprimer la dérivée de température dT_f sur l'incrément de temps par $(T_f - T_R)/\Delta t$. Alors, l'équation (II.116) peut être réarrangée et intégrée sous la forme suivante

$$T_{f(t)} = T_R + \frac{\Delta t}{m_f C_p}\left[h_f A_m (T_{f|z} - T_{f|m}) + J_v A_m H_L \left[T_{f,av}\right] - \dot{m}_z C_p (T_{f|z} - T_p)\right] \quad \text{(II.117)}$$

L'échangeur de chaleur est connecté directement avec l'entrée du module du VMD contenant m_f (kg) d'eau à une température de T_R. Dans le cas de fibres creuses ou membranes planes, le coefficient de transfert de chaleur (hf) peut être déterminé par le nombre de Nusselt :

$$Nu = \frac{h_f\ d_h}{kt} \quad \text{(II.118)}$$

Avec d_h est le diamètre hydraulique et kt :la conductivité thermique.

Diverses corrélations ont été établies dans la littérature selon le type d'écoulement et la géométrie de module membranaire. Le coefficient de transfert de chaleur par convection résultant de régime turbulent ($2500 < Re < 1.25\ 10^5$) est donné par l'équation suivante : (Mengual *et al*., 2004 ; Srisurichan et *al.*, 2006 ; Seavey et Liu, 2008 ; Theodore, 2011 ; Chiam et Sarbatly, 2013 ; Abu-Zeid *et al*., 2014 ; Belessiotis *et al*., 2016) :

$$Nu = 0.023\mathrm{Re}^{0.8}\,\mathrm{Pr}^{m} \tag{II.119}$$

Alors m peut être 0,4 et 0,3 pour le chauffage et le refroidissement du fluide, respectivement. Dans le cas du régime d'écoulement laminaire (Re <2100) est évalué par (Mengual *et al.*, 2004 ; Srisurichan *et al.*, 2006 ; Seavey et Liu, 2008 ; Theodore, 2011 ; Chiam et Sarbatly, 2013 ; Abu-Zeid *et al.*, 2014 ; Belessiotis *et al.*, 2016) :

$$Nu = 1.86\left(\frac{\mathrm{RePr}d_h}{L}\right)^{0.33} \tag{II.120}$$

Selon le régime d'écoulement, il existe diverses corrélations entre le nombre adimensionnel et les caractéristiques de fluide. Celle-ci sont du type :

$$\mathrm{Re} = \frac{v\ d_h\ \rho}{\mu} \tag{II.121}$$

$$\mathrm{Pr} = \frac{C_p\,\mu}{kt} \tag{II.122}$$

Avec kt coefficient de conduction du liquide (W/m.K), dh diamètre hydraulique (m) , μ viscosité de l'eau d'alimentation (pas.s). Dans le cas de solutions aqueuses diluées de NaCl dans le côté d'alimentation, la pression partielle de la vapeur d'eau peut être décrite comme suit (Chiam and Sarbatly,2013) :

$$P_f = (1 - x_{NaCl})\,\gamma_w P_s \tag{II.123}$$

Où x_{NaCl} est la fraction molaire du chlorure de sodium. En substituant l'équation (II.103) et l'équation (II.46) dans l'équation (II.45), on obtient :

$$J_v = B\left[\exp\left(23.1964 - \frac{3816.44}{T_{avg,f} - 46.13}\right)(1 - x_{NaCl})\gamma_w - P_p\right] \tag{II.124}$$

Pour déterminer le type de mécanisme de transport de masse à travers la membrane, on devra calculer le nombre de Knudsen en utilisant équation (II.50) et le libre parcours moyen est estimé par la formule (II.47). La diffusion de Knudsen intervient lorsque les collisions molécules-parois du pore sont dominantes par rapport aux collisions molécules-molécules, en général cet effet est considéré prédominant lorsque $Kn > 10$ et $rp < 0.05\ \lambda$.

Le régime de Knudsen est applicable via l'équation (II.54). Lorsque le nombre de Knudsen est entre $1 > K_n > 0.01$ et le rayon de pore est entre $0.05\ \lambda_i < r_p < 50$, le régime de transfert transitoire est prédominant, ce mécanisme du transport est la combinaison de régime de poiseuille et le régime de Knudsen, on peut également exprimer le coefficient de transfert par l'équation (II.62). De plus, les paramètres de performance les plus importants utilisés dans le processus de distillation membranaire couplée avec l'énergie solaire sont le gain de rendement (GOR) et le taux de récupération thermique (TRR) du système.

Le gain de rendement est défini comme étant le ratio de l'énergie thermique nécessaire pour produire de l'eau distillée et l'énergie thermique consommée dans le côté d'alimentation, qui peut être écrite par formule (II.108). Le taux de récupération thermique est défini comme le rapport entre l'énergie thermique nécessaire pour distiller une quantité considérable de l'eau mer et l'éclairement solaire global arrivant sur plan incliné du capteur en utilisant l'équation (II.109).

Le coefficient de polarisation de la température comme étant le rapport de la température à l'interface de la membrane et la température dans le côté d'alimentation est par la formule (II.105). Toutes les simulations nécessaires ont été effectuées à l'aide du logiciel MATLAB.

II.7. Résolution numérique du modèle

Les étapes précédentes nous ont permis de modéliser l'unité de dessalement sous forme des modèles. Cette opération vise à remplacer un système réel par un ensemble des éléments simples. L'étape suivant est la mise en équation du modèle de l'unité de traitement ainsi obtenu. La résolution des équations présentées précédemment ont été traduites en langage informatique en utilisant le logiciel Matlab pour résoudre numériquement des modèles développés.

Les paramètres d'entrée du modèle sont la température de côté d'alimentation à la membrane, la pression du perméat, la géométrie de la membrane et sa perméabilité, la vitesse de circulation et la concentration en sels. Le logiciel procède ensuite à la résolution des bilans qui fournissent les paramètres de sortie qui sont la température et le flux de perméat.

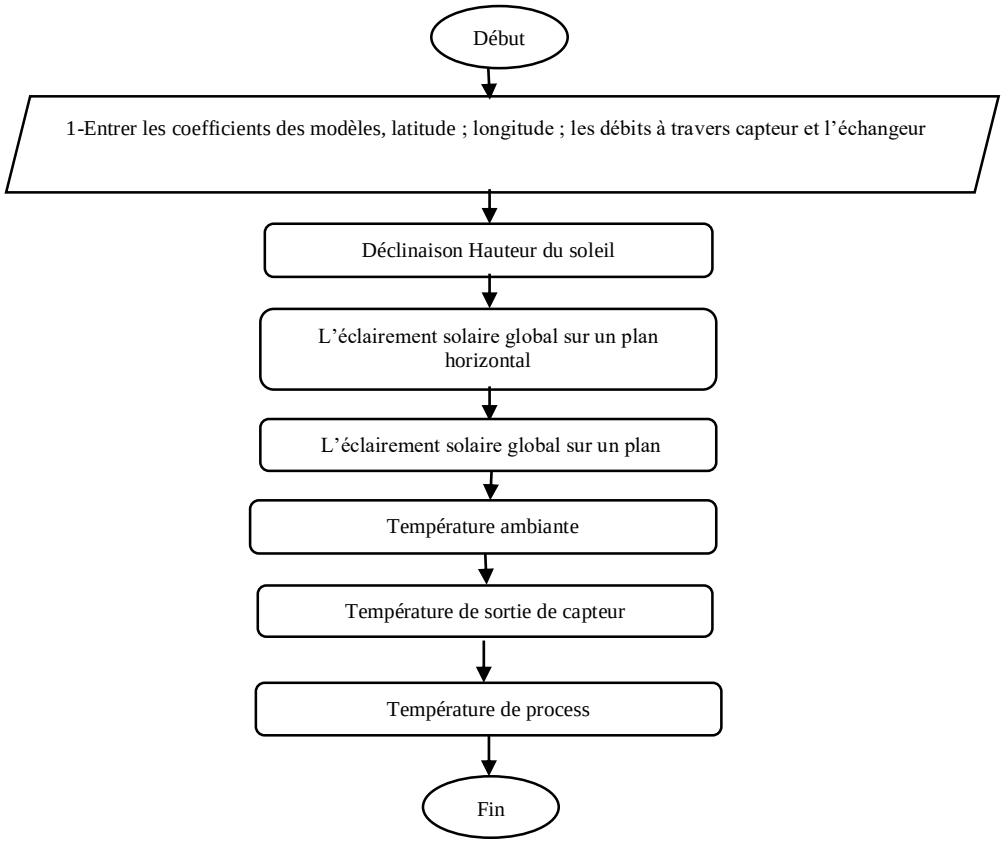


Figure II.14. Principales séquences du programme du calcul des températures.

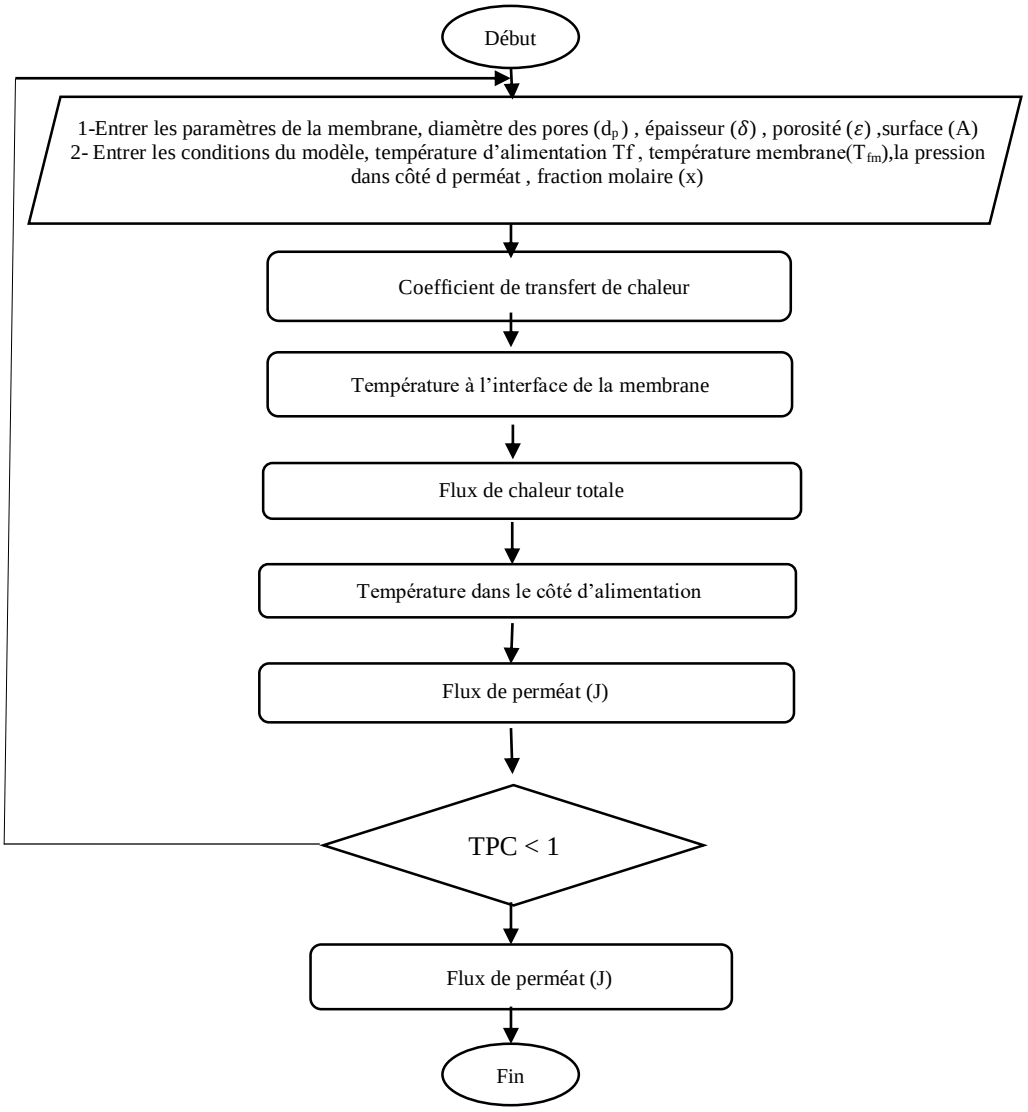


Figure.II.15. Principales séquences du programme du calcul des températures.

II.8. Méthode de détermination de la surface de captation

Un dimensionnement adéquat du système de chauffage de l'eau est un enjeu majeur pour apporter une efficacité optimale sans déperditions excessives du réseau de chauffage. Le dimensionnement d'une installation de collecteur nécessite une estimation assez précise des besoins en énergie, qui est déterminé par la demande en eau chaude et par la part de couverture solaire souhaitée.

II.8.1. Méthode f-chart

Dans les systèmes actifs, les calculs sont réalisés d'après la méthode f-Chart. Elle a été mise au point par (Duffie et Beckman, 2013) et adoptée sur une grande échelle pour dimensionner les systèmes de chauffage solaire à air ou à eau, ainsi que l'importance de la production d'eau chaude. Plus précisément, comme l'illustre la figure II.12, cette méthode considère un système de chauffage à l'aide d'un fluide caloporteur (eau ou air). L'énergie absorbée par le collecteur solaire est transférée à un liquide à l'intérieur du capteur solaire ; ce liquide est ensuite pompé vers l'échangeur de chaleur, celle-ci étant transmise vers la cuve de préchauffage. Cette eau passe à travers un système de chauffage conventionnel permettant d'atteindre une température désirée par l'utilisateur. Le système est thermostaté afin d'assurer une bonne stabilisation de la température.

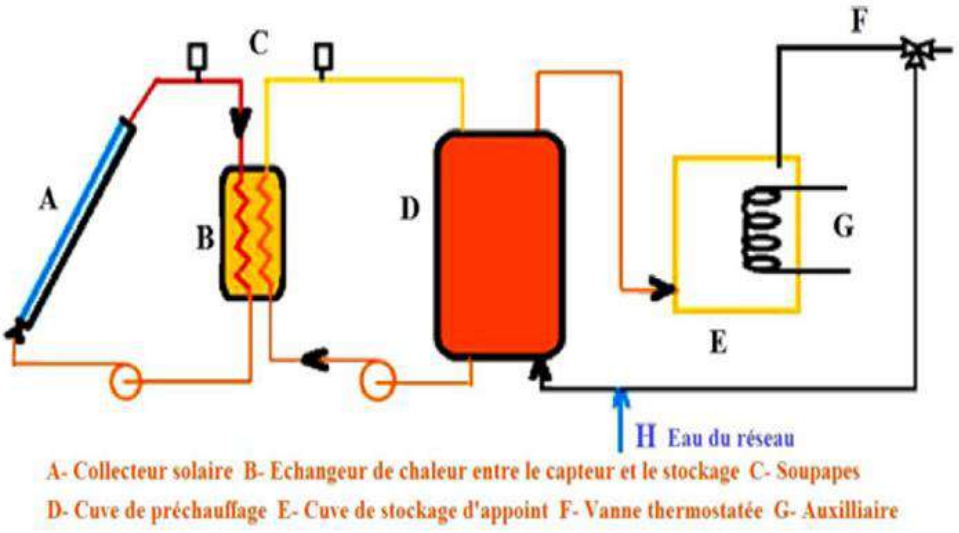


Figure. II. 16. Configuration d'un système chauffe-eau solaire

Cette méthode fournit un moyen d'estimer sur une base mensuelle, la fraction de la charge thermique chauffage (pour le chauffage et l'eau chaude) fournie par un système de chauffage solaire avec stockage, en fonction des valeurs mensuelles de rayonnement solaire incident, de la température ambiante et de la charge de chauffage. Deux nombres sans dimension X et Y sont définis :

$$X = \frac{A_c F'_R U_L (T_{ref} - T_a)}{Q_c} \qquad \text{(II.125)}$$

$$Y = \frac{A_c F'_R (\tau\alpha)_e G_B N_J}{Q_c} \quad \text{(II.126)}$$

X est le rapport des pertes d'énergie des capteurs solaire utilisés avec les charges de chauffage et Y est le rapport du rayonnement solaire absorbé avec les charges de chauffage. Les équations (II.125) et (II.126) peuvent être réécrites de la façon suivante :

$$X = \frac{F_R U_L}{Q_c} \frac{F'_R}{F_R} (T_{ref} - T_a) \Delta t A_c \quad \text{(II.127)}$$

$$Y = \frac{F_R (\tau\alpha)_n}{Q_c} \frac{F'_R}{F_R} \frac{(\tau\alpha)_e}{(\tau\alpha)_n} H_T N_J A_c \quad \text{(II.128)}$$

$F_R U_L$ et $F_R (\tau\alpha)_n$: sont le coefficient des pertes globales et le rendement optique du capteur respectivement.

F'_R/F_R correction de l'échangeur.

$(\tau\alpha)_e/(\tau\alpha)_n$ correction de rendement optique.

H_T Irradiation solaire moyenne journalière, kWh/m^2

Q_c charge du bassin obtenue par le bilan thermique, kWh/m^2

A_c Surface de captation, m^2

N_J nombre des jours dans le mois.

Δt Nombre de seconds par mois, s

T_a moyenne mensuelle de la température ambiante, °C

T_{ref} valeur empirique de référence égale à 100, °C

$\overline{(\tau\alpha)}$ Moyenne mensuelle du produit transmittance–absorptance du collecteur

$(\tau\alpha)_n$ Produit transmittance–absorptance du collecteur pour une incidence normale.

La reconstitution de la variation de l'irradiation solaire globale sur un plan horizontal est calculée par l'intégration de l'équation suivante du lever Ls au coucher du soleil Cs :

$$H_T = \int_{Ls}^{Cs} B' [\sin(h)]^{c'} dt \quad \text{(II.129)}$$

La quantité réelle d'énergie nécessaire pour produire l'eau chaude est calculée comme étant

la quantité d'énergie nécessaire pour chauffer ce volume d'eau de la température de l'eau froide jusqu'à la température demandée, qui est alors donnée par :

$$Q_c = \dot{m} C_p (T_P - T_{f|z=L}) \tag{II.130}$$

La fraction f de la charge totale mensuelle fournie par un système d'énergie solaire standard à base de liquide est donnée en fonction des deux variables adimensionnels X et Y et peut s 'exprimer sous forme suivante :

$$f = 1.029Y - 0.065X - 0.245Y^2 + 0.0018X^2 + 0.0215Y^3 \tag{II.131}$$

Le rendement d'un système de production d'eau chaude sanitaire avec stockage peut être évalué grâce au calcul du taux de recouvrement, ce rendement s'écrit donc :

$$F = \frac{\sum f Q_c}{\sum Q_c} \tag{II.132}$$

II.9. Étude du comportement du système à l'aide du programme TRNSYS

L'approche utilisée dans cette dernière partie présente une étude concernant la simulation dynamique d'une installation de dessalement de l'eau de mer couplée avec l'énergie solaire. Les simulations ont été réalisées à l'aide du programme informatique TRNSYS. Cet outil permet d'intégrer au mieux l'ensemble des caractéristiques des projets de construction tel que les systèmes de chauffages et l'architecture des bâtiments.

Le TRNSYS est un ensemble de modules de calcul qui simulent les performances thermiques dynamiques des systèmes. Pour pouvoir produire le nouveau type d'unité de VMD qui n'existait pas préalablement, dans le programme TRNSYS, il a fallu le coupler avec au programme CODE : BLOCKS, ce qui exige la programmation d'un nouveau type 226 avec langage Fortran. Certains types ont été adopté et reliées avec le nouveau type226 pour prédire le l'évolution de flux de perméat. Les données météorologiques recueillies sont élaborées par les modèles développés dans la partie précédente.

II.10. Conclusion

Dans ce chapitre, nous avons établi les différents modèles basés sur des bilans thermiques qui acquièrent plusieurs paramètres d'entrée, ce qui nécessite aussi le calcul des coefficients de corrélation et ceci à partir des données enregistrées à la station météorologique afin d'exprimer la température ambiante et l'éclairement global en fonction du temps, ensuite on a fait appel, pour le dimensionnement adéquat du système de chauffage de l'eau, qui est un enjeu majeur pour apporter une efficacité optimale sans déperditions excessives du réseau de chauffage.

CHAPITRE III
Résultats et Discussion

III.1. Introduction

Dans ce chapitre, nous nous intéressons tout d'abord à une simulation numérique des modèles de fonctionnement de l'unité de distillation membranaire à sous vide (VMD) couplée avec l'énergie solaire. La validation se fait en comparant les résultats des modelés avec diverses données expérimentales trouvées dans la bibliographie. En plus, Aussi, notre étude se concentrera sur l'estimation des paramètres des modèles développés et ceci à partir des données enregistrées à Ghardaïa, ce qui permettent d'exprimer la température ambiante et l'éclairement global en fonction du temps. L'étude qui suit porte d'une part sur l'estimation de la température à la sortie du capteur solaire et de l'échangeur de chaleur et d'autre part sur l'estimation de flux de perméat à travers de la membrane (VMD) à Ghardaïa comparé à celui obtenu à Bouzaréah. Nous avons procédé à une étude paramétrique afin de déterminer l'influence des différents paramètres opératoires. Cette étude sera achevée par un dimensionnement adéquat du système de chauffage de l'eau.

III.2. Validation du modèle avec données expérimentales

Diverses équations sont utilisées afin d'évaluer la qualité des estimations et l'efficacité des modèles. En général, la validité des modèles peut d'abord être évaluée en calculant l'erreur moyenne. Cette erreur est estimée à partir de l'équation suivante :

$$Er_{average} = \frac{1}{n_t}\sum_{i=1}^{n_t}\frac{\left|\widehat{X}_{\exp,i} - X_{\mathrm{mod},i}\right|}{\widehat{X}_{\exp,i}} \qquad \text{(III.1)}$$

Avec

n: le nombre d'échantillons, $\hat{X}_{exp,i}$et $X_{mod,i}$ sont respectivement les valeurs estimées les valeurs mesurées,

$\bar{X}_{exp,i}$ la valeur moyenne des valeurs mesurées.

Le coefficient de détermination se définit selon l'équation III.2. Il sert également à mesurer la qualité de prédiction entre les estimations et les mesures.

$$R_c^{\,2} = 1 - \frac{\sum_{i=1}^{n} (X_i - \hat{X}_i)^2}{\sum_{i=1}^{n} (X_i - \overline{X}_i)^2} \tag{III.2}$$

L'indice d'accord (IA) est aussi connu sous l'appellation « Index of agreement », lequel a été développé par Willmott (1981). Cet indice de performance est souvent choisi de façon à refléter le degré d'adéquation entre les estimations et les mesures, est donné par :

$$d = 1 - \frac{\sum_{i=1}^{n} (X_{\mathrm{mod},i} - \hat{X}_{\mathrm{exp},i})^2}{\sum_{i=1}^{n} (\left| X_{\mathrm{mod},i} - \bar{X}_{\mathrm{exp},i} \right| + \left| \hat{X}_{\mathrm{exp},i} - \bar{X}_{\mathrm{exp},i} \right|)^2} \tag{III.3}$$

La présente étude comprend des données provenaient essentiellement des études menées par (Frika *et al.*,2013) et (Wang *et al.*,2009). Les données des dimensions de divers éléments de l'unité pilote et les données expérimentales sont présentées dans le tableau III. 1, ces données sont complétées par des données regroupées dans le tableau III.2.

Tableau III.1. Les dimensions des différents éléments de l'unité

	VMD opéré en Tunisie (Frika *et al.,2013)*	VMD opéré en China (Wang *et al*., 2013)
Référence commerciale	UMP 3247 R	/
Nombre des fibres (PVDF)	806	500
Diamètre intérieur	1.4mm	371 mm
Longueur de la membrane	1.129m	0.14 m
Épaisseur	/	35 mm
Diamètre moyenne des pores de la membrane (µm)	/	0.1 µm
Surface de la membrane (m^2)	4 m^2	0.09 m^2
Surface du capteur (m^2)	70m^2	8 m^2
Pression du vide	10000Pa	/
Débit de la capacité thermique massique de fluide froid	12000kg/h	180 kg/h

Tableau III.2. Les données complétées pour VMD et le capteur solaire

	VMD opéré en Tunisie	VMD opéré en China
Diamètre moyenne des pores de la membrane	0.13 µm	/
La constant de Boltzmann	$1.38.10^{-23}$ m	$1.38.10^{-23}$m
Porosité	0.56	0.56
Tortuosité	2.1	2
Diamètre de collision de l'eau	$2.64.10^{-10}$ m	$2.64.10^{-10}$ m
Efficacité de l'échangeur	0.95	/
Equation de l'efficacité	η = -3.945x+0.68 (Zambolin and Del Col 2010)	/
Pression de perméat	/	6000 Pa
Concentration de chlorure de sodium	30 g/L	4g/L

Les conditions climatiques des tests réalisés en Chine et en Tunisie sont données par (Wang *et al.*, 2009) et (Miladi *et al.*, 2017). Ces résultats expérimentaux sont utilisés pour valider les prédictions numériques et de vérifier les modèles développés. Li & Lu (2020) ont développé un modèle mathématique de l'unité de distillation membranaire couplée avec l'énergie solaire. Les principaux composants du système sont des capteurs solaires, un échangeur de chaleur et le module membranaire. Chacun de ces éléments de cette unité est modélisé par une simulation numérique et l'étude de l'ensemble de l'unité (Li et Lu 2020).

Dans notre travail, nous avons établi un modèle présenté par Eq. (II.42) et a qui a fait l'objet d'une simulation numérique pour calculer l'évolution de la température de sortie du capteur solaire ; ensuite, nous pouvons utiliser l'Eq. (II.43) pour calculer la température de sortie de l'échangeur de chaleur. Dans ce modèle, le capteur solaire est sensiblement simulé avec un échangeur de chaleur en fournissant de l'énergie thermique à l'installation en fonction des facteurs climatiques, donc ce modèle est obtenu en combinant deux phénomènes complémentaires basés sur le bilan thermique dans telles conditions, qui s'exprime par Eq (II.2), cette équation a été utilisée comme référence pour de nombreuses études afin de fournir des informations sur les stratégies de fonctionnement des installations (Avezova 2015; Diego-Ayala et Carrillo 2016; Ma *et al* ., 2018; Li et Lu 2020).

La figure III.1 et figure III 2, présentent les résultats expérimentaux obtenus par Frika *et al.,2013.* Ils ont par ailleurs permis d'enregistrer l'évolution de la température de sortie du capteur solaire figure III.1 et la température de sortie de l'échangeur de chaleur figure III. 2 en fonction du temps, ces résultats sont comparés avec ceux obtenus par les modèles développés pour les données météorologiques et radiométriques typiques du 21 juin et la température ambiante du 21 juin. Le débit de fluide caloporteur et le débit de l'eau sont des constantes et égales respectivement à 770 kg / h et 1.200 kg / h (Frikha *et al.*,2013).

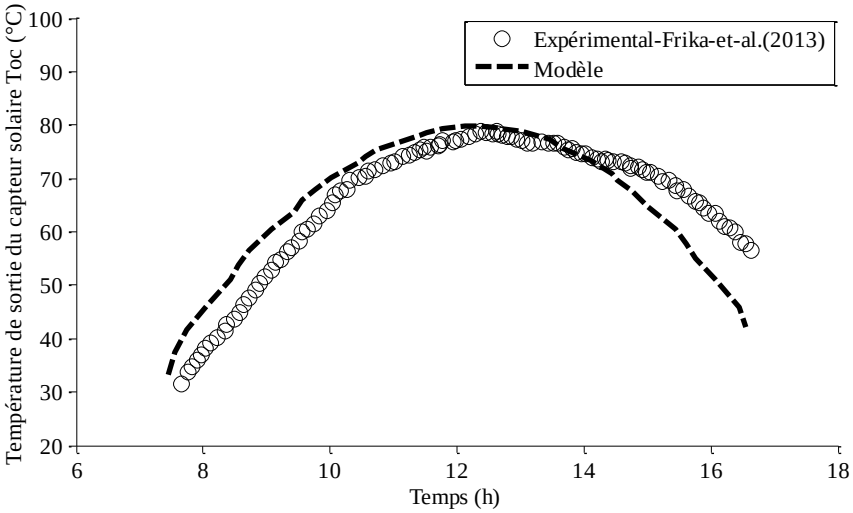


Figure III.1. Comparaison entre les températures de sortie du capteur (a) prédite à partir du modèle en utilisant les estimations de l'éclairement solaire et la température ambiante pour le 21 juin et les résultats expérimentaux pour l'unité de VMD s'est opéré en Tunisie.

Nous observons que les deux courbes ont la même forme, comme illustré sur la figure III.1 et Figure III.2. Cependant, la comparaison montre que le modèle de la température de sortie du capteur présente une erreur moyenne de 8%. Par ailleurs on remarque un bon accord entre le modèle développé et les résultats expérimentaux de la température de sortie de capteur avec une erreur comprise 0.5 et 5 % entre 12 et 14 heures.

Comme on peut constater aussi qu'il existe une différence entre les prévisions théoriques de température de sortie d l'échangeur de chaleur et les résultats expérimentaux entre 12 h et 17 h avec une erreur de 11% et l'erreur moyenne de 8% est atteinte entre 7-17 heures (figure III.2), cela peut être expliqué par le fait que les données de l'éclairement solaire globale de 21 juin sont différentes des données utilisées en 19 juin. et les données de l'éclairement solaire et la température ambiant qui doivent être collectées sur des périodicités assez

longues , c'est - à - dire sur 5 à 10 ans. En outre, Il existe une relation étroite entre la température de sortie du capteur et de l'échangeur avec le l'éclairement solaire globale.

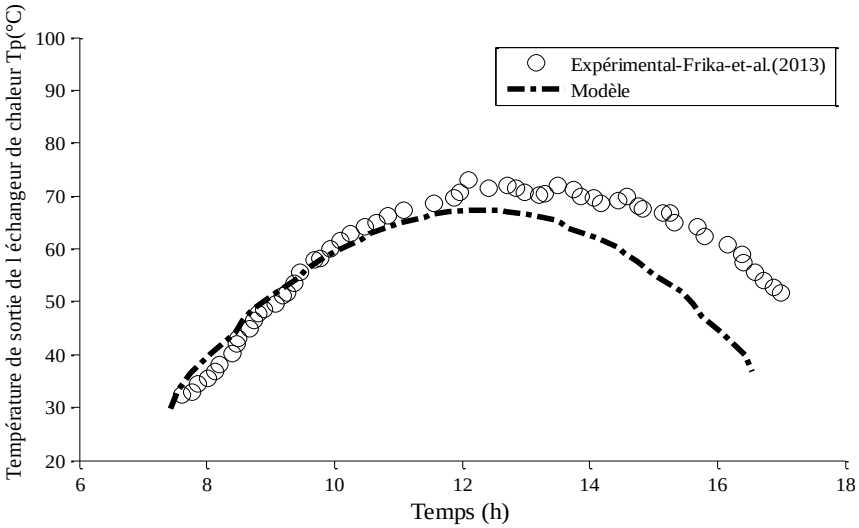


Figure III.2. Comparaison entre les températures de sortie de l'échangeur de chaleur prédite à partir du modèle et les résultats expérimentaux pour l'unité de VMD installée en Tunisie avec un débit de fluide caloporteur 770 kg / h, le débit de l'eau du réseau 1200 kg / h, respectivement.

L'évolution de la température dans le côté d'alimentation est prédite à partir de l'Eq. (II.117) ; ensuite, nous présentons le résultat du flux de perméat à l'aide de l'Eq. (II.124). Sur la figure III.3, les valeurs de flux de perméat prévues par le modèle sont comparées avec les résultats expérimentaux obtenus par Frikha *et al*. en Tunisie et par Wang *et al*. en Chine. (Wang *et al*.,2009 ; Frika *et al*.,2013). La figure. III. 3 montre que les données expérimentales du flux de perméat coïncident avec les valeurs prévues à partir du modèle dans un intervalle de temps allant de 9 à 12 heure. Il apparait qu'il existe une différence significative entre les valeurs prédites et les valeurs expérimentales dans un intervalle de temps allant de 14 à 16 heure présentant une erreur moyenne de 17%.

Cette erreur est proche à la valeur de l'erreur obtenue par (Frika *et al*., 2013) qui ne dépasse pas 17%. La cause fondamentale des erreurs de modélisation constatés est liée à l'utilisation des valeurs des paramètres complétés. Toutefois, ils ont rapporté que la pression du perméat ne peut pas être maintenue pendant une longue période du temps, dont la pression varie entre

10.000 et 15.000 Pa et que l'accumulation de sel à l'interface membrane pouvant entraîner une variation du débit du distillat pendant le fonctionnement de procédé de VMD (Frika *et al*.,2013). La figure III .4 montre clairement que le modèle s'accorde bien avec les résultats expérimentaux pour les mêmes valeurs initiales des paramètres. Le résultat obtenu du flux de perméat indique que le modèle proposé présente une erreur moyenne de 6.6 %.

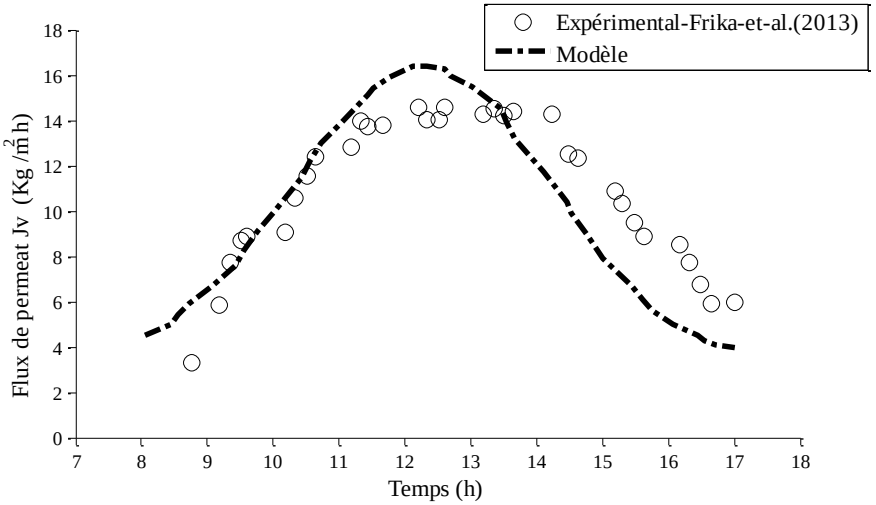


Figure.III.3. Comparaison entre le flux de perméat prédit à partir du modèle en utilisant l'éclairement solaires estimées et la température ambiante pour le 21 juin et les données expérimentales pour l'unité de VMD s'est opéré en Tunisie (Frika *et al*.,2013).

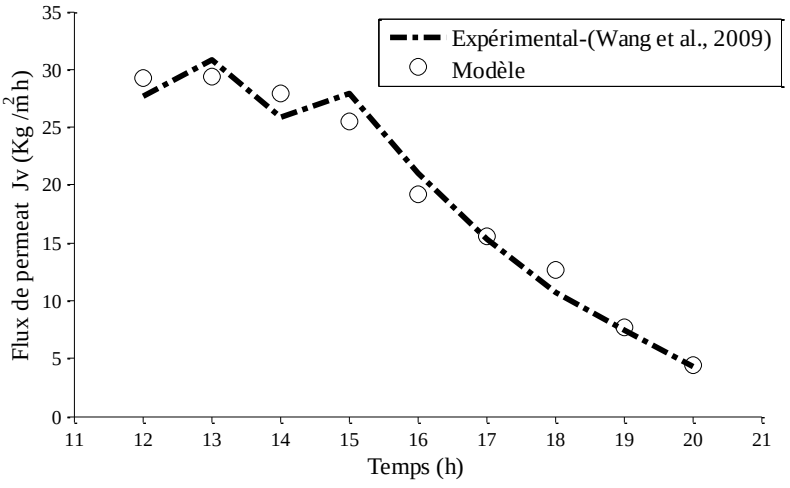


Figure.III.4. Comparaison entre le flux de perméat prédit à partir des calculs du modèle et les données expérimentales pour VMD s'est opéré dans la Chine de Hangzhou.

Les indices de performance de qualité de l'ajustement des modèles sont résumés dans le tableau III. 3. Les résultats expérimentaux concordent bien avec ceux des valeurs simulées avec un indice d'accord autour de l'unité. Le Tableau III.3 montre que le coefficient de détermination est faible, ce qui indique que le modèle ne donne pas de résultats satisfaisants dans ces conditions de fonctionnement. Les prédictions sont comparées aux résultats expérimentaux issus du travail de (Wang et al., 2009). Le tableau III.3 révèle également que le coefficient de détermination est de 9%, alors que l'indice d'accord est plus voisin de l'unité, ces résultats montrent une parfaite concordance entre valeurs mesurées et prédites. Ma *et al.,* 2018 ont étudié la modélisation de module membranaire VMD intégré comme un élément du capteur solaire, cela s'est fait à partir d'un bilan de transfert de masse et de chaleur combiné avec l'éclairement solaire. Ils ont investigué diverses équations, de plus, ils ont montré que l'erreur relative devient plus significative, lorsque le flux de perméat et la température d'alimentation diminuent d'une façon significative. La performance de modèle est plus faible dans les conditions déduites par (Frikha *et al.* ,2013), cet effet significatif sur la performance du modèle peut être associée aux conditions de fonctionnement de l'unité et les erreurs de mesure.

Tableau III.3. Indices de performance de qualité de l'ajustement des modèles

	Températures de sortie		Permeate flux	
	Du capteur solaire, (figure III.1)	De l'échangeur de chaleur, (figure III.2)	(figure III.3(a))	(figure III.4(b))
R^2	0.82	0.72	0.53	0.96
d	0.99	0.98	0.98	1.00
Er	0.086	0.086	0.17	0.06

III.3. Estimation des irradiations solaires sur surface inclinées

Le modèle développé a été appliqué sur le site de Bouzaréah, dont les coordonnées géographiques sont 36,78 ° N et 3,01 ° E. Dans cette étude, nous avons utilisé le modèle élaboré par Perrin Brichambaut, qui prend en compte le transfert radiatif du rayonnement de solaire dans le système sol – atmosphère, étant donné qu'il présente une certaine simplicité d'application et compte tenu des quatre paramètres qui en dérivent. (Hakem *et al.*, 2013 ; 2014).

Le modèle est dérivé des données de l'éclairement solaire global selon laquelle les mesures sont enregistrées sur le site de Bouzaréah entre 2003 et 2007. Les mesures de l'éclairement solaire global sur une surface horizontale sont enregistrées toutes les 5 minutes. Le coefficient de corrélation entre ces variables varie de 0.69 à 0.97. Les coefficients obtenus sont suffisants pour donner des informations sur l'existence d'une relation entre les deux grandeurs considérées.

Tableau III.4. Paramètres de la modélisation de l'éclairement solaire global pour le jour typique du mois (Bouzaréah)

Les mois	jour	$\acute{B}$	$\acute{c}$	Rc
Janvier	17	1106.60	1.06	0.69
Février	47	999.04	1.21	0.67
Mars	75	953.68	1.30	0.75
Avril	105	876.11	1.66	0.82
Mai	135	823.58	1.59	0.86
Juin	162	857.89	1.84	0.97
Juillet	198	964.46	1.72	0.94
Août	228	964.46	1.72	0.94
Septembre	258	1013.80	1.42	0.86
Octobre	288	1265.90	1.43	0.87
Novembre	318	1265.90	1.43	0.87
Décembre	344	1248.10	1.28	0.68

En utilisant la corrélation (II.6), il possible de prédire l'éclairement solaire global sur les surfaces horizontales et les surfaces inclinées du site de Bouzaréah, comme le montre la figure III. 5 (a). À partir de l'après-midi, le maximum du l'éclairement solaire global est enregistré en juin avec environ 813.W /m^2 et le minimum de 513W / m^2 en décembre. La figure III.5 (b) présente les résultats du l'éclairement solaire global reçu sur des surfaces inclinées. D'après l'équation (II.14), l'éclairement solaire global reçu sur des surfaces inclinées augmente au cours des mois de mars, septembre et décembre, atteignant sa valeur maximum en septembre 914W / m^2, mais cet effet d'augmentation s'atténue au cours de mois de mars, qui atteint 858. W/m^2 en début d'après-midi. On choisit d'habitude l'angle de l'inclinaison égale à la latitude de l'emplacement pour un capteur solaire car l'éclairement solaire reçu sur un plan d'inclinaison égale à la latitude et orienté vers le sud permettant une récupération annuelle maximale de l'énergie solaire.

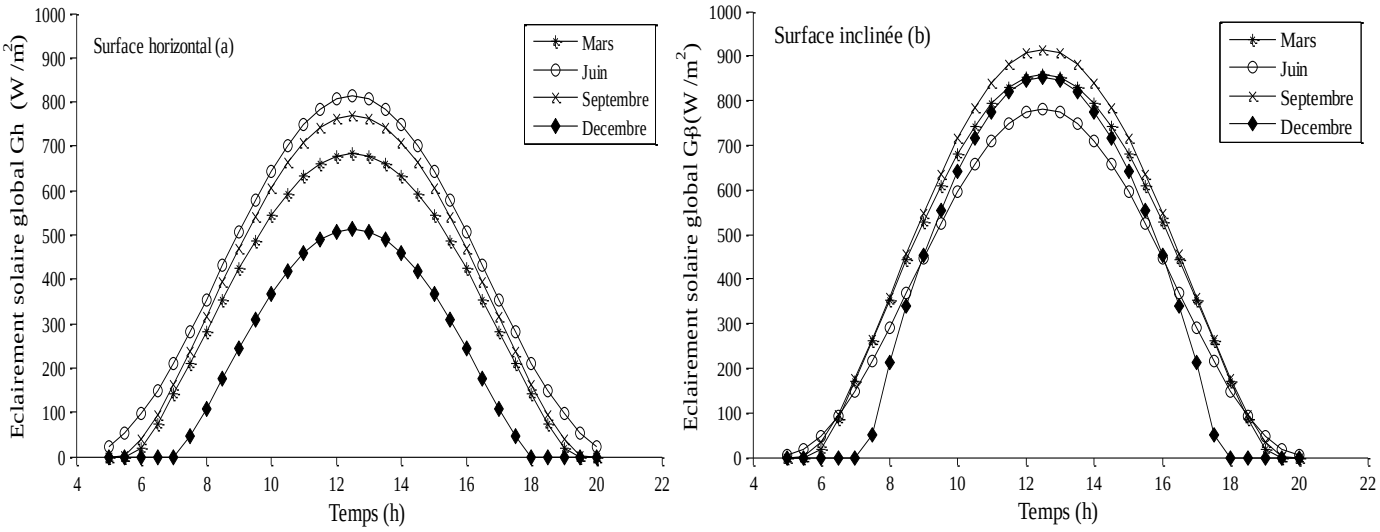


Figure.III.5. Prédiction de l'évolution de l'éclairement solaire global sur la surface horizontale (a) et inclinée (b) pour la ville de Bouzaréah

Aussi, notre étude se concentrera aussi sur l'estimation des paramètres du modèle de Perrin Brichambaut à partir des données enregistrées à Ghardaïa. Les données utilisées dans notre étude datent des années 2014-2015. Cette base de données de l'éclairement solaire a été enregistrée à Ghardaïa et mesurée toutes les cinq minutes.

De plus, le format de fichier Excel offrant la possibilité de stocker la base de données. L'ensemble de variable d'enregistrement dont le numéro mensuel du jour dans l'année, l'heure et la valeur de l'éclairement solaire, ont indiqué dans le champ correspondant afin de saisir les données. Nous rappelons que le traitement de données, permettant d'extraire les valeurs erronées et repérer les données manquantes. Les nuages de points de la figure III.6 ont la forme d'une courbe épaisse. Une forme particulière semblant indiquer un lien ou une dépendance, dans ces situations, le but est d'approcher le nuage de points par une courbe qui modélise au mieux la relation de dépendance entre les variables. La distribution des points expérimentaux de l'éclairement solaire montre un nuage de points d'allure parabolique (figure III .6)

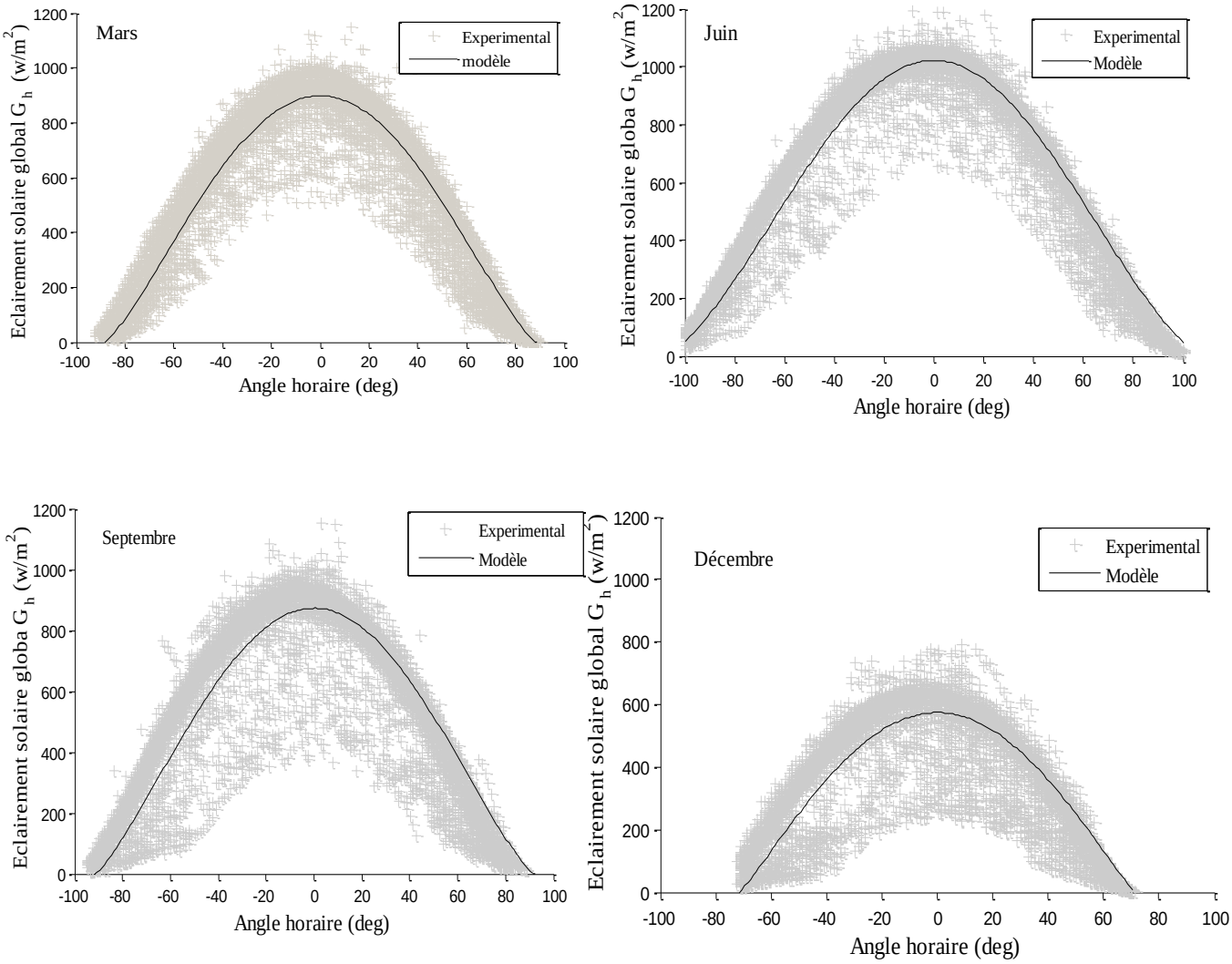


Figure III.6. Courbes représentatives de la variation journalière moyenne de l'éclairement solaire avec les données expérimentales

Les coefficients de corrélation (II.6) sont déterminés pour les journées type de chaque mois de l'année. Les différentes valeurs sont données dans le tableau III.5. D'après ce tableau, on constate que le modèle s'ajuste bien aux données expérimentales et on note par ailleurs que le coefficient de corrélation varie de 0.87 à 0.97. Le modèle est parfaitement adapté avec un coefficient de corrélation voisin de l'unité.

Tableau III.5. Coefficients de la modélisation de l'éclairement solaire global pour le jour typique du mois (Ghardaïa).

Les mois	jour	$\acute{B}$	$\acute{c}$	Rc
Janvier	17	1264.9	1.1259	0.914
Février	47	1341.2	1.2534	0.948
Mars	75	1228.9	1.2265	0.958
Avril	105	1143.4	1.2732	0.949
Mai	135	1051.5	1.3557	0.936
Juin	162	1062.8	1.3767	0.964
Juillet	198	1051.2	1.3917	0.969
Août	228	1083.70	1.2898	0.971
Septembre	258	1109.6	1.2351	0.916
Octobre	288	1162.4	1.1220	0.909
Novembre	318	1204.2	1.0613	0.891
Décembre	344	1238.1	1.1135	0.879

Les résultats obtenus ont montré que l'intensité maximale du l'éclairement solaire se manifeste pendant la période de l'été aux alentours de midi dont la valeur maximale est de 1035 W/m^2 en juin. Il apparaît que le minimum de l'éclairement solaire global ne se produit qu'en période hivernale. C'est en décembre que l'éclairement solaire global est plus bas (650 W/m^2) pour un angle horaire à 0 degré. (Figure III.7 (a)). La corrélation (II.14), permet de prédire l'éclairement solaire global pour les surfaces inclinées du site de Ghardaïa, comme le montre la figure III.7 (b). Le maximum du l'éclairement solaire global est enregistré en mars avec environ 1150 W / m^2 et pendant la période hivernal, l'éclairement solaire maximal attient environ 987 W / m^2 en décembre. (Figure.III.7 (b)).

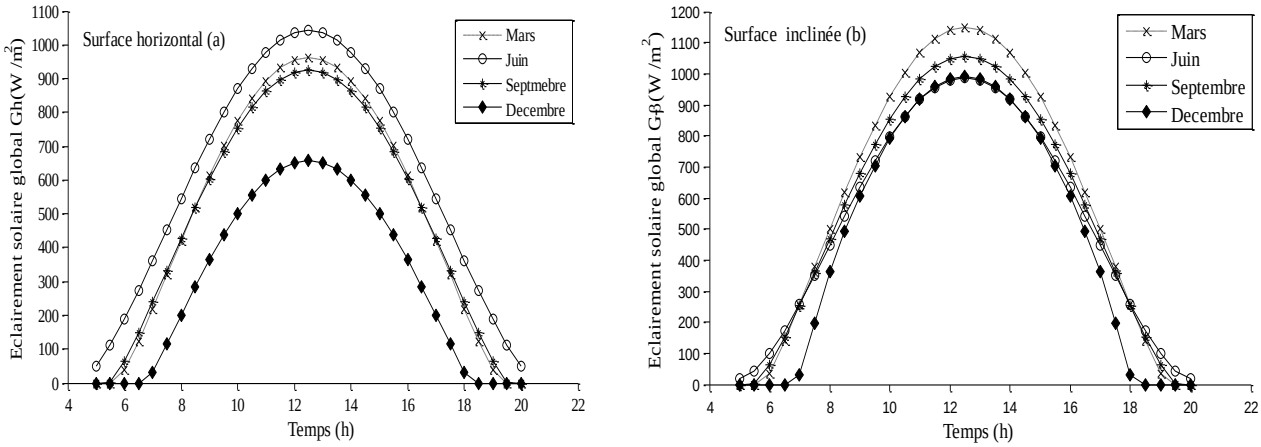


Figure.III.7. Prédiction de l'évolution de l'éclairement solaire global sur la surface horizontale (a) et inclinée (b) pour la ville de Ghardaïa.

III.4. Modélisation de la température ambiante

Le modèle que nous avons utilisé dans cette étude est celui élaboré par Hakem *et al* (2013), ce modèle est dérivé des données de température mesurées toutes les 30 minutes et enregistrées sur le site de Bouzaréah pendant une période de 2003 – 2007. Les paramètres du modèle sont calculés pour le jour typique du mois sont données au Tableau III.6.

Tableau III.6. Paramètres de la modélisation de la température ambiante pour le jour typique du mois (Bouzaréah).

	C	P_2	P_3	P_4	T_{min}	Rc
Janvier	2.65	10.05	3.21	1.05	08.85	0.76
Février	4.94	4.45	1.45	2.41	8.83	0.99
Mars	5.65	9.41	3.878	1.171	10.48	0.79
Avril	6.12	8.168	2.120	1.03	11.73	0.94
Mai	5.56	8.07	2.00	1.127	14.04	0.74
Juin	6.57	11.07	3.78	0.840	18.19	0.93
Juillet	7.710	8.56	2.22	1.23	20.18	0.96
Août	6.67	9.24	2.71	1.00	20.50	0.98
Septembre	8.20	7.96	2.10	1.22	17.18	0.98
Octobre	3.521	2.43	1.07	2.52	15.93	0.99
Novembre	5.56	4.72	1.50	2.044	12.23	0.99
Décembre	3.17	9.95	2.18	1.0150	8.88	0.66

Figure III.8 représente les courbes de la température moyenne ambiante et les résultats d'ajustement du modèle aux données expérimentaux. Le maximum de la température ambiante coïncide avec le maximum de l'éclairement solaire ; ainsi que la valeur maximale se manifeste vers le mois juin (22°C à midi), et le minimum vers le mois décembre (10.3°C à midi), c'est dans l'après-midi, puis lorsque l'éclairement solaire baisse. Le coefficient de corrélation varie entre 0.75 à 0.97 indiquant l'adéquation des prédictions du modèle aux données expérimentaux.

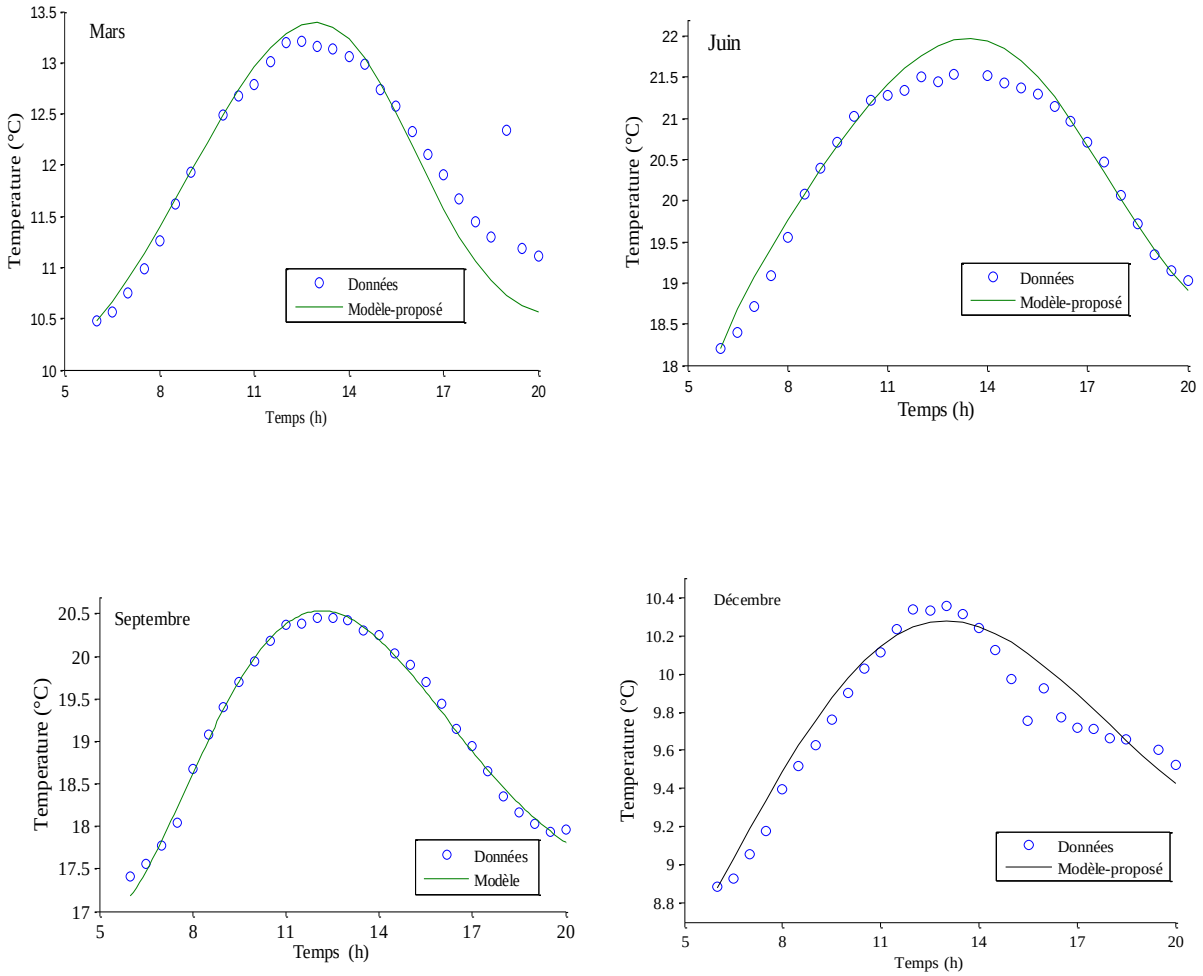


Figure III.8 Courbes représentatives de la variation de la température ambiante (Bouzaréah).

L'étude qui suit porte sur l'estimation des coefficients de corrélation à la l'aide de la méthode développée par Hakem et *al* (2013) et ceci à partir des données enregistrées à Ghardaïa. Les données de la température ambiante sont enregistrées chaque 30 minute à la station météorologique au cours de la période 2014-2015. Les données ont été transférées dans fichier Excel et classées mois par mois suivant le numéro de jour dans l'année, l'heure de la mesure de la valeur de la température ambiante. Les résultats d'ajustement sont regroupés et données dans le tableau III.7

Tableau III.7. Paramètres de la modélisation de la température ambiante pour le jour typique du mois (Ghardaïa).

	C	P_2	P_3	P_4	T_{min}	Rc
Janvier	28.70	8.674	2.027	1.6775	4.987	0.97
Février	19.41	12.28	4.77	1.001	6.088	0.94
Mars	24.87	12.296	3.290	1.172	12.83	0.99
Avril	23.53	13.769	4.302	0.865	15.91	0.99
Mai	15.328	13.143	5.399	0.694	24.04	0.98
Juin	13.605	4.546	0.642	20.32	25.50	0.99
Juillet	9.649	11.036	2.757	0.6125	34.014	0.95
Août	16.195	13.411	7.211	0.7358	22.658	0.84
Septembre	20.384	13.054	4.180	0.851	22.209	0.98
Octobre	27.32	10.67	2.803	1.337	19.156	0.99
Novembre	28.326	9.609	2.381	1.507	12.444	0.99
Décembre	5.020	2.3781	1.0012	3.1789	7.8592	0.97

Figure III.9 représente les données expérimentales de la température moyenne ainsi que l'ajustement du modèle aux données pour les mois mars, juin, septembre et décembre. Ces courbes en forme de cloche montrent que l'accord entre les valeurs des températures estimées et expérimentales est largement satisfaisant, autrement dit, le modèle étant bien ajusté aux données mesurées. La température atteint son maximum en juin (38°C) à 14h30 et le minimum en décembre (16°C) à 14h30.

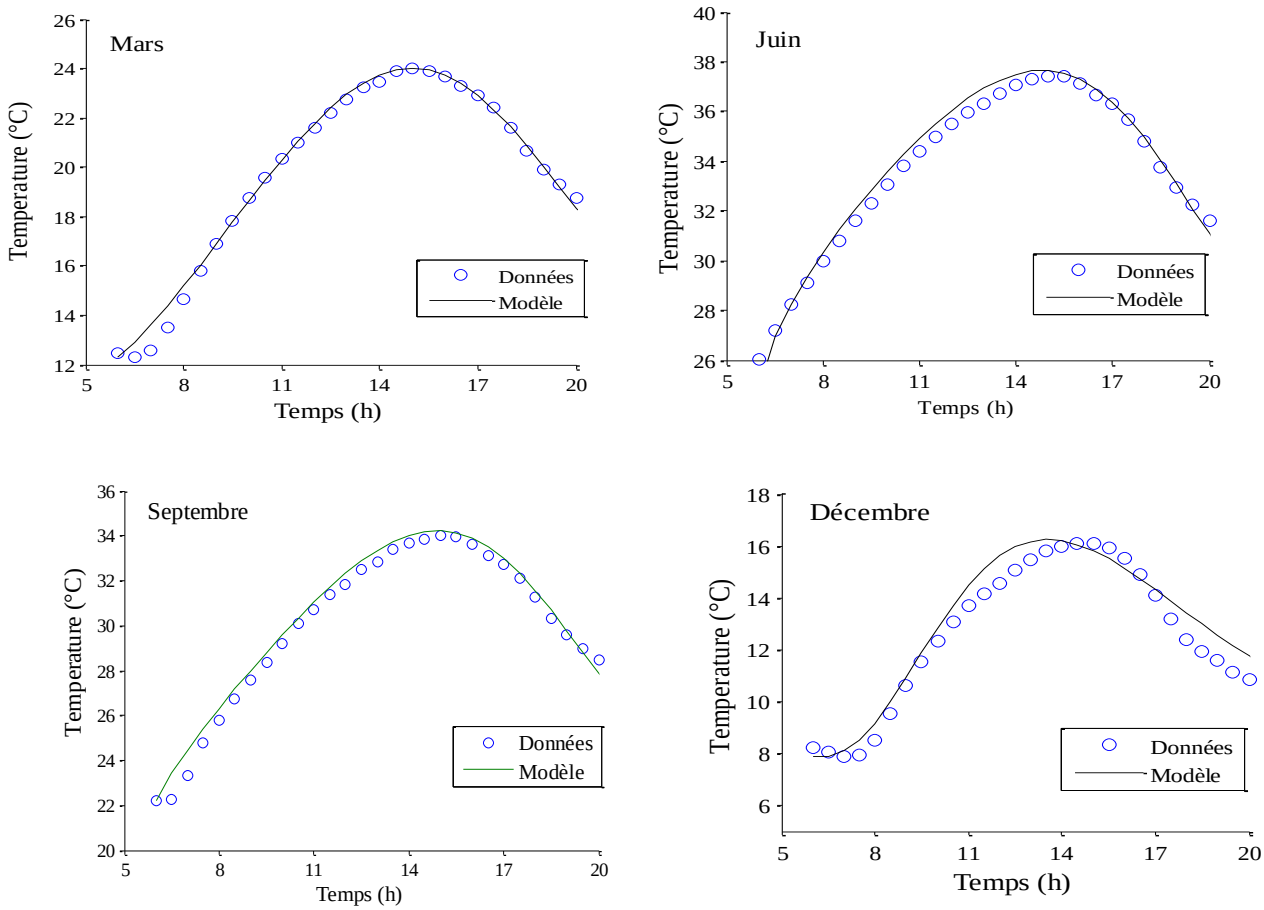


Figure III.9 Courbes représentatives de la variation de la température ambiante

III. 5. Études paramétriques du système

III.5. 1.Effet du prototype des capteurs solaires

Les figures. III.10 et III.11 montrent l'effet de rendement instantané des capteurs solaires plans sur la température de sortie du capteur solaire et de l'échangeur de chaleur. Il apparait que la performance du capteur solaire est suffisamment importante pour influencer la température de sortie du fluide. Les équations de l'efficacité qui sont utilisées dans cette étude provenaient des études menées par (Nady *et al.*, 2016 ; Abdullah *et al.*,2003). Les prototypes de capteurs solaires utilisés sont :

(1) - un capteur solaire plans tapissé d'un revêtement noir sur la surface supérieure (El Nady *et al.*, 2016).

(2) - Le même capteur est soumis à un test de vieillissement accéléré pendant 200 h pour une température de 220 °C (Abdullah *et al.*,2003).

(3) -un capteur solaire plan est un parallélépipède rectangle aplati et la face en avant est une vitre et sans nid d'abeille (structure porteuse).

Tableau III.8. Les équations de l'efficacités des capteurs solaires (El Nady *et al.*, 2016 ; Abdullah *et al.*,2003) .

Prototype des collectors solaire	Équations de l'efficacités des capteurs solaires
Capteur solaire plans tapissé d'un revêtement noir	$\eta = 0.666\text{-}9.74\ (T_{ic}\text{-}T_a)$) (El Nady et al. 2016)
Capteur soumis à un test de vieillissement	$\eta = 0.50\text{-}10.05(T_{ic}\text{-}T_a)$ (El Nady et al. 2016)
Capteur à vitre et sans nid d'abeille	$\eta = 0.68\ \text{-}7.78(T_{ic}\text{-}T_a)$ (Abdullah et al.2003)

Les figures indiquent que la température de sortie se poursuit jusqu'à un certain maximum à 13 h pour diminuer ensuite, et reprendre les mêmes valeurs en sens inverse. Comme illustré sur la figure III.10 (Bouzaréah (a)), les températures de sortie du capteur à vitre et sans le nid d'abeilles et du capteur portant un revêtement noir sont respectivement 65 et 63° C à 13 h, alors que la température de sortie la plus faible est obtenue avec un capteur soumis à un test de vieillissement, atteignant 53 ° C à 13 h.

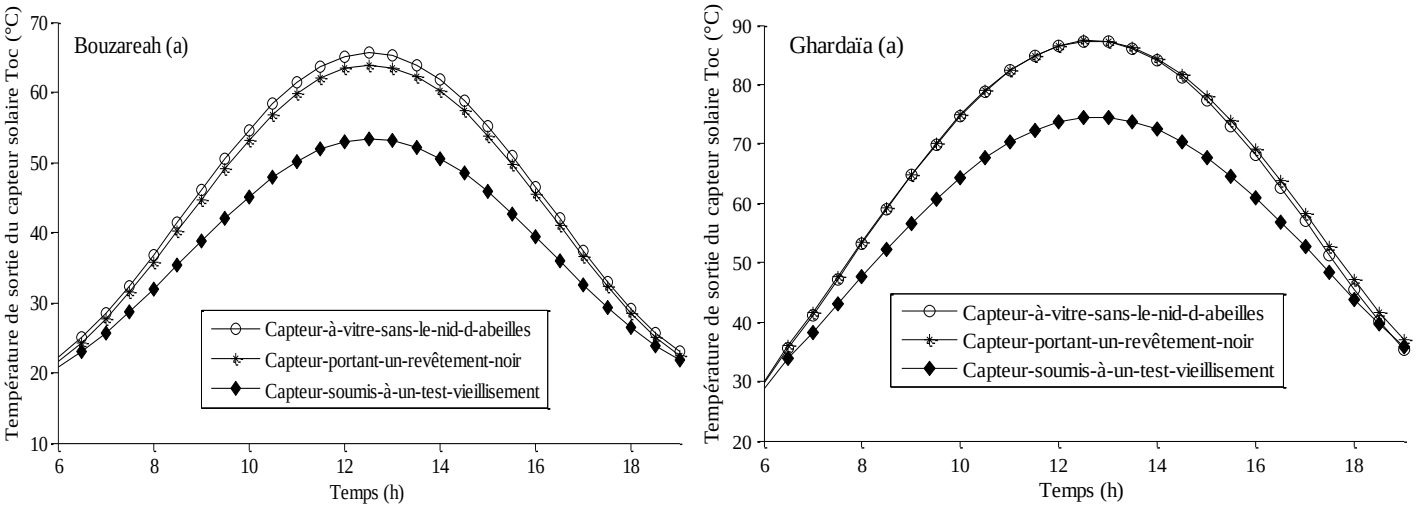


Figure.III.10. Effet du prototype du prototype des capteurs solaires sur la température sur la température de sortie du capteur solaire.

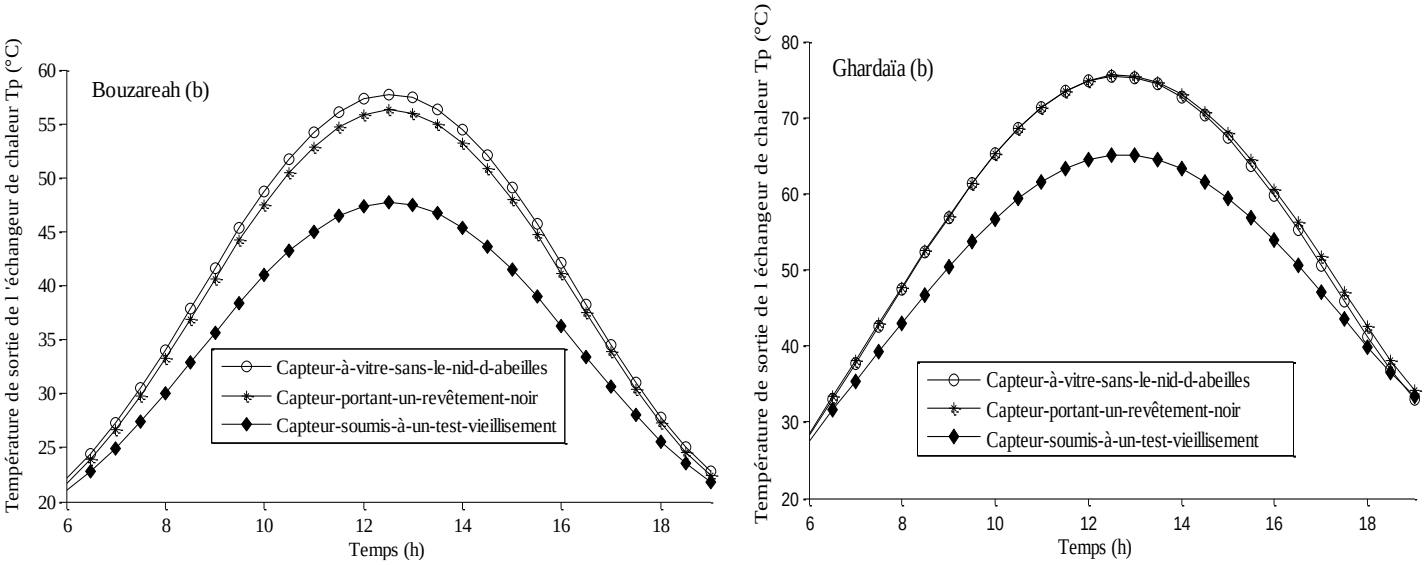


Figure III.11. Effet du prototype du prototype des capteurs solaires sur la température sur la température de sortie de l'échangeur de chaleur.

Le résultat du site de Ghardaïa révèle que la température maximale de sortie du capteur à vitre et sans le nid d'abeilles se maintient à 87°C entre 12h et 13h, et tend à rester la même que celle établie avec le capteur portant un revêtement noir. On constate aussi que la température maximale de sortie du capteur soumis à un test de vieillissement est de l'ordre de 74°C. La figure III.11 (Bouzaréah (b)) révèle que la température de sortie de l'échangeur de chaleur diminue jusqu'à 57 °C à 13 h pour le capteur solaire vitré et sans nid d'abeilles. Cette température est d'ailleurs inférieure à celle obtenue à Ghardaïa, qui dépasse 70 °C à 13 h pour le site de Ghardaïa (Figure III.11 (Ghardaïa (b)). D'après l'étude du revêtement noir utilisé à la surface de capteur solaire (El Nady et al., 2016), on peut conclure que la durée de vie diminue significativement après le test de vieillissement thermique (Abdullah et al.,2003).

Parmi les divers matériaux utilisés en couverture du capteur, on a constaté que le verre est devenu ces derniers années un matériau fréquemment utilisé dans les capteurs solaires, et sa qualité de résistance en a fait un matériau de premier choix car il est conçu pour une durée de vie économique avec une dégradation thermique minimum (Kalogirou., 2014). Pour éviter cet effet néfaste du revêtement noir utilisé à la surface du capteur solaire, il serait convenable d'utiliser capteur solaire vitré et sans nid d'abeilles pour les deux sites.

III.5.2. Effet du débit massique sur la température de sortie

L'effet du débit massique de l'eau froid à travers l'échangeur de chaleur sur la température de sortie de l'échangeur de chaleur avec des débits maintenus à travers le capteur solaire vitré et sans nid d'abeilles à Bouzaréah et à Ghardaïa, sont présentés respectivement sur les figures III.12 et III.13.

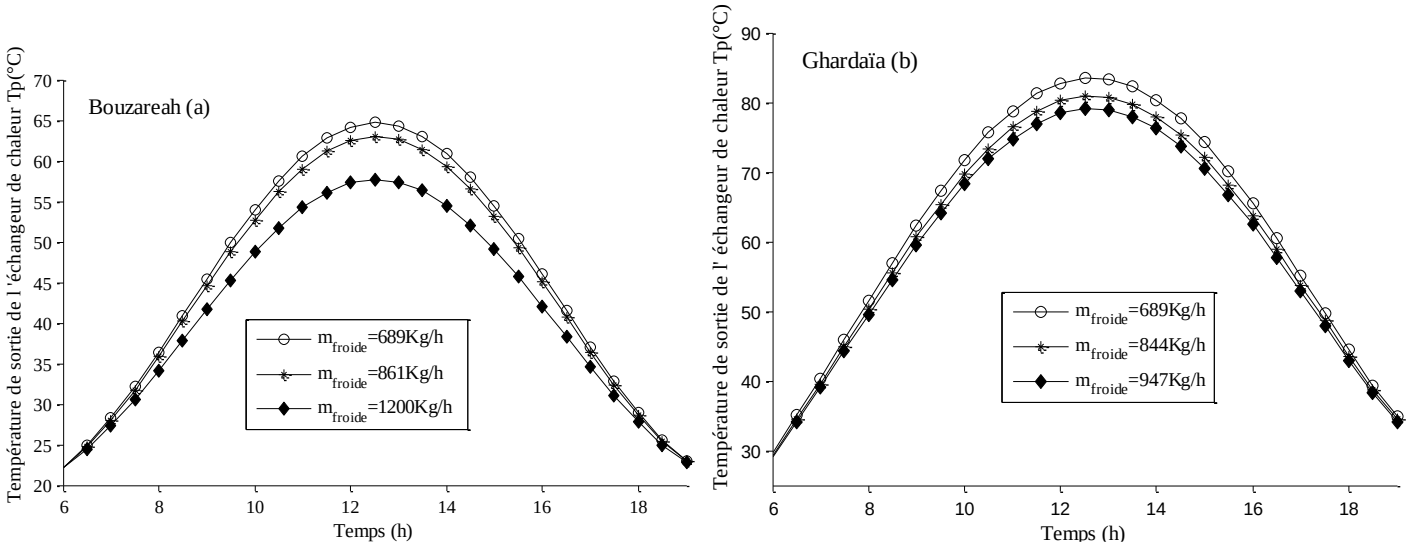


Figure.III.12. Effet du débit massique sur la température de sortie de l'échangeur de chaleur pour des débits massiques a travers du capteur solaire de 770 kg/h (a) 637 kg/h (b), respectivement.

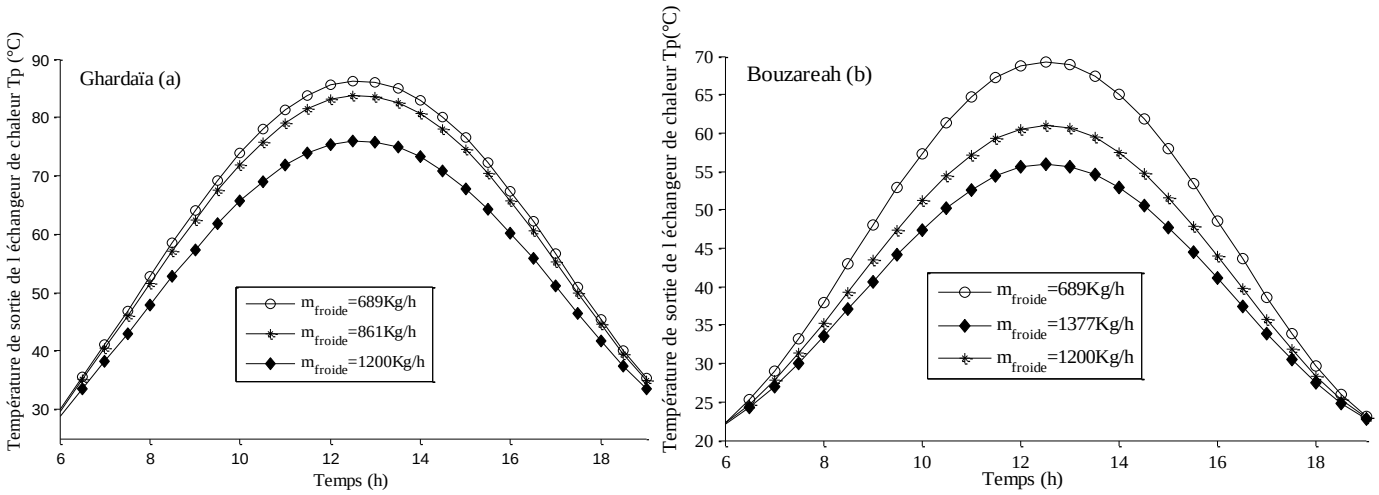


Figure.III.13. Effet du débit massique sur la température de sortie de l'échangeur de chaleur pour des débits massiques à travers capteur solaire de 770 kg/h (a) 852kg/h (b), respectivement.

On peut constater d'après les figure III.12 et III.13 que les températures maximales enregistrées alentours de 13h à la sortie du l'échangeur de chaleur sont de 68°C à Bouzaréah, et 86°C à Ghardaïa pour les débits massiques de fluide caloporteur circulent à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur respectivement égaux à 861 kg/h et 689 kg/h. Il est intéressant de noter également que la température minimale à la sortie de l'échangeur de chaleur (55 ° C) est atteinte dans la région de Bouzaréah au bout 13 heure avec des débits maintenus à travers le capteur solaire de l'ordre 637 kg/h ainsi que les débits à travers l'échangeur de chaleur de 1377 kg /h. La température de sortie de l'échangeur de chaleur augmente lorsque de débit massique de fluide caloporteur à travers l'échangeur de chaleur diminue, alors on peut faire fonctionner le système avec les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur de 637 kg/h ,689 kg/h à Bouzaréah et 852 kg/h, 844 kg/h à Ghardaïa, respectivement.

III.5.3 Effet de débit massique d'alimentation

Afin d'étudier l'effet de débit massique d'alimentation sur la température d'alimentation et le flux de perméat, nous avons testé le modèle développé en utilisant les différentes valeurs initiales de débit massique d'alimentation, qui se situe dans la gamme de 900 à 1100 Kg / h. La figure III.14 et la figure III.15 révélèrent l'effet de débit massique sur la température d'alimentation et le flux de perméat pendant le traitement par le processus de VMD.

Sur la base des résultats obtenus sur le site de Bouzaréah, il apparaît que la température maximale augmente d'une manière significative, qui passe de 52 à 57 ° C et on a également constaté que le flux de perméat augmente de 5 à 9 kg / h m^2, lorsque le débit augmente de 900 à 1100 kg / h, comme illustré sur la figure III.15. D'après les résultats obtenus sur le site de Ghardaïa, il semble que la température élevée est principalement constatée à des débits massiques d'alimentation supérieur à 1000 kg / h, enregistrant une température supérieure à 68°C et des flux supérieurs à 25 kg / h m^2 (figure III.16).

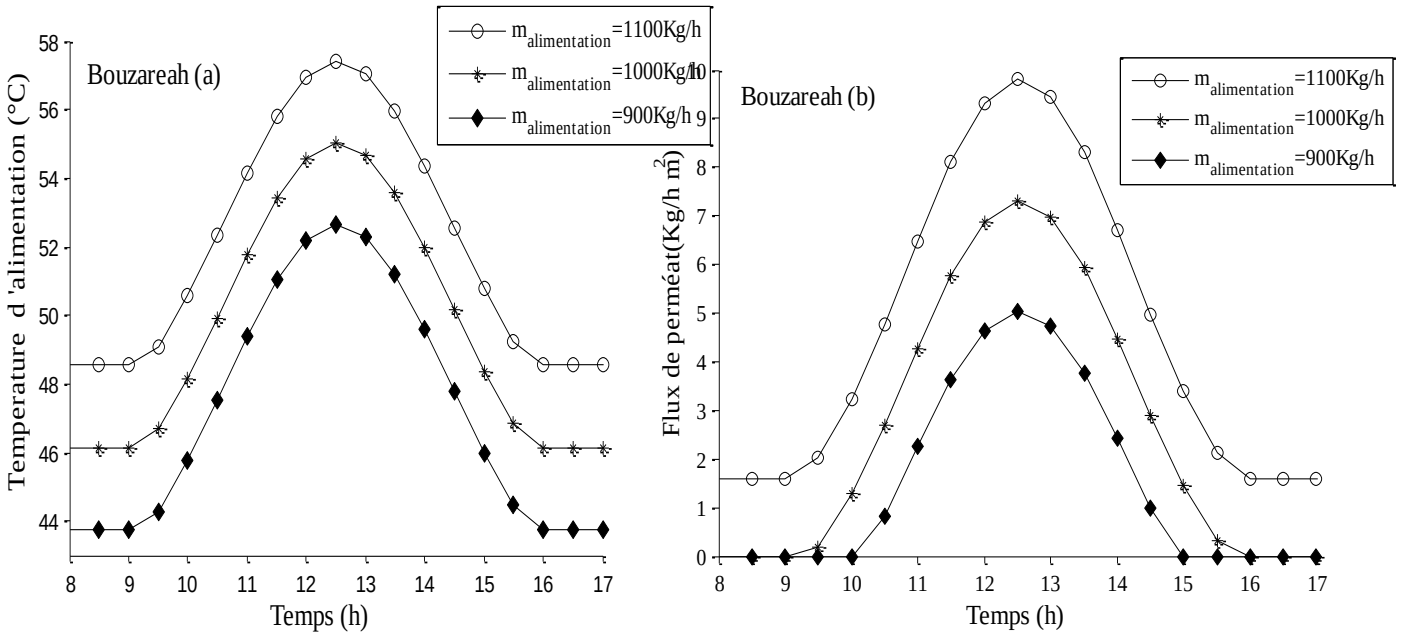


Figure.III.14. Effet de la vitesse d'alimentation à travers la membrane sur la température d'alimentation pour les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur de 637 kg/h, 689 kg/h, respectivement.

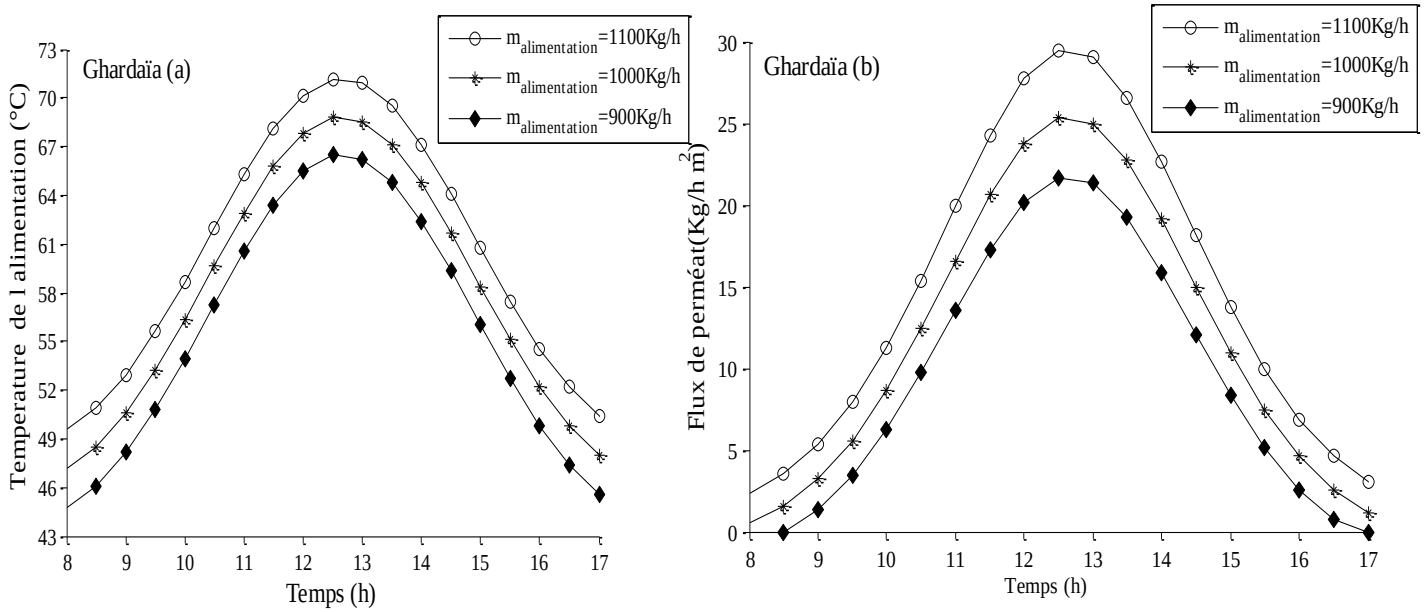


Figure.III.15. L'effet de la vitesse d'alimentation à travers la membrane sur le flux de perméat pour les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur de 852 kg/h, 844 kg/h, respectivement.

Cependant, on a conclu que l'augmentation de la température d'alimentation et du flux de perméat est causée par un débit élevé. De plus, il a été noté que l'effet de la polarisation de concentration et de la température peuvent être réduits par des débit massique très élevées (Lawson et Lloyd., 2011). Par conséquent, l'impact négatif de l'augmentation de la température pouvant être réduit sensiblement à une vitesse élevée, ce qui a conduit à augmenter le coefficient de transfert thermique (Koschikowski *et al*., 2003).

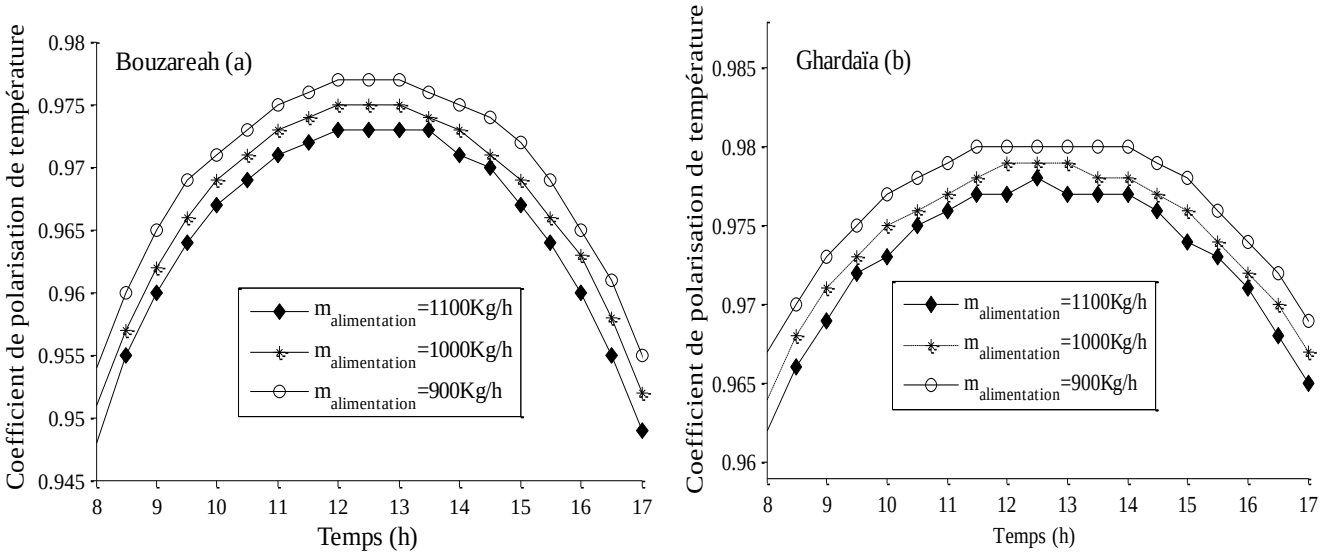


Figure.III.16. Effet de la vitesse d'alimentation sur le coefficient de polarisation de température.

D'après la figure.III.16 (a) et (b)., On peut dire que la courbe de coefficient de polarisation de la température se présente sous la forme d'une courbe en U inversé, et on observe que les valeurs de TPC diminuent lorsque le débit massique augmente de 900 à 1100 kg / h.

Pour bien appréhender l'analyse des mécanismes de transfert de chaleur, il est important de rappeler la résistance thermique mis en jeu dans la couche limite, l'eau s'évapore à la surface de la membrane parce que ses molécules absorbent de la chaleur et acquièrent assez d'énergie pour passer de l'état liquide à l'état gazeux, que l'on appelle vapeur d'eau. La chaleur absorbée par l'eau lorsqu'elle se transforme en vapeur est appelée chaleur de d'évaporisation. L'effet de polarisation de la température est plus considérable quand le coefficient de polarisation de la température (TPC) est faible, alors la température à l'interface (T_{fm}) devient beaucoup plus faible que la température d'alimentation (T_f).

On peut constater que, lorsque le débit massique est supérieur à 900 kg/h, le transfert de chaleur dans la couche limite thermique est inférieure à la chaleur d'évaporation, et T_{fm} diminue plus rapidement que T_f, cela implique que le coefficient TPC inférieur à 0.98. Une augmentation de débit massique de l'alimentation provoque une augmentation du taux de vapeur dans le fluide circulant au voisinage de l'interface de la membrane. Quand le débit massique est inférieur à 1000 Kg/h, le transfert de chaleur nécessite un temps trop important pour atteindre l'interface de la membrane, cela implique que la T_f est beaucoup plus petite que celle de T_{fm}, alors le coefficient est supérieur à 0.96. Les débits massiques d'alimentation étant maintenus à des valeurs fixées pour le bon fonctionnement sont respectivement 1000 kg/h et 1100 kg/h pour les sites de Bouzaréah et Ghardaïa.

III.5.4 Effet de la pression et de la concentration des sels

Les résultats obtenus à Bouzaréah prouvent que le flux de perméat maximal au bout 13 h augmente jusqu'à 9 kg / h m^2 pour une pression du vide de 1000 Pa, tandis que le flux de perméat obtenu dans Ghardaïa est assez élevé, qui atteint son maximum au début de l'après-midi à 29 kg/ m^2 h pour une pression de vide de 1000 Pa, comme le montrent les figures III.17 et figure III.18.La solution de saumure avec des concentrations initiales différentes sont traités dans des condition optimisée : la pression de vide 10000 Pa, débit massique d'alimentation 1000 kg/h et 1100kg/h sont respectivement pour les sites de Bouzaréah et Ghardaïa.

Comme indique la figure III.18, sur le site de Bouzaréah, le flux de perméat diminue avec l'augmentation de la concentration initiale. Le flux de perméat diminue de 7 à 5 kg / m2 h pour les concentrations de 30 et 194 mg / L, respectivement, puis le flux n'a atteint que 1.92 kg / m^2 h pour une concentration de 194 mg / L. Sur le site de Ghardaïa, les valeurs maximales du flux de perméat de 29, 17 kg/ m^2 h sont envisageable pour les concentrations initiales 30– 194 g/L. on constate que ces flux obtenus à Ghardaïa restent constamment élevés que ceux obtenus à Bouzeréah, qui ne dépasse pas 7 kg / m^2 h. En d'autres termes, le flux de perméat augmente avec une diminution de la pression de perméat dans tous les procédés de VMD (Lawson et Lloyd., 2011). Par conséquent, le flux de perméat est réduit, vraisemblablement en raison de l'augmentation de la concentration de soluté du côté d'alimentation de la membrane.

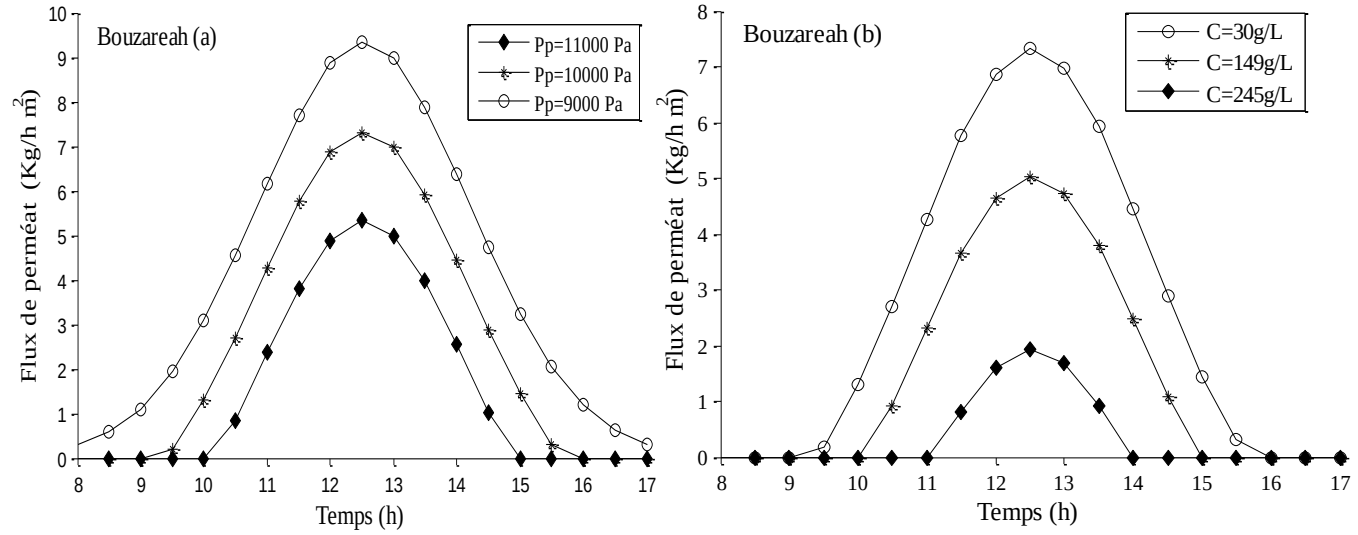


Figure. III.17. Effet de la pression sur le flux de perméat pour les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur de 637 kg/h, 689 kg/h, respectivement (a). Effet de la concentration des sels sur le flux de perméat avec une pression de vide de 10000 Pa et le débit massique d'alimentation de VMD de 1000 kg/h (b).

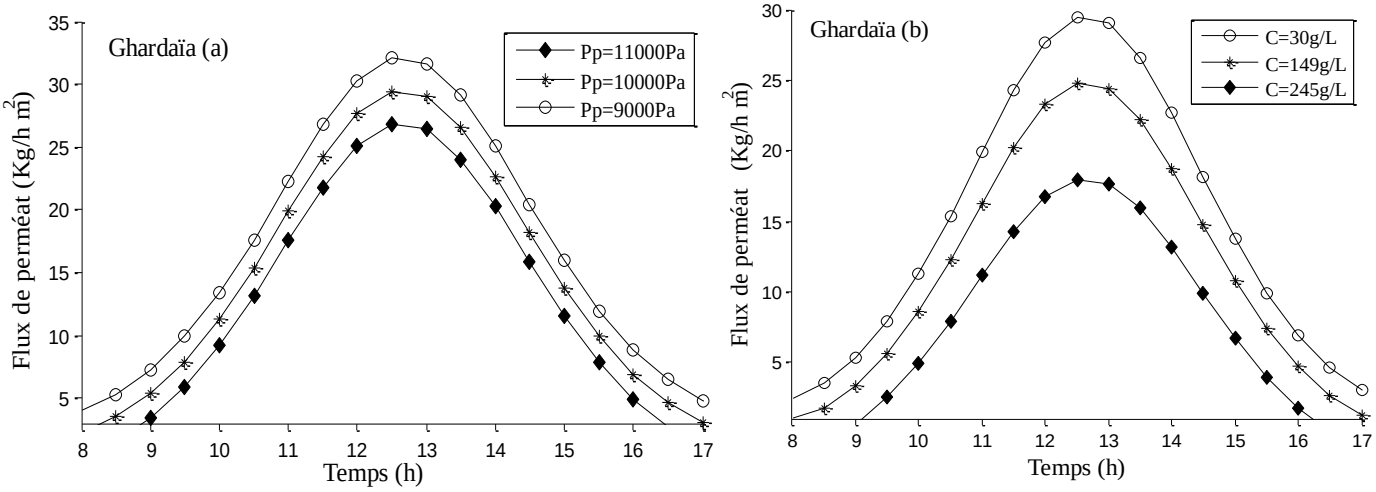


Figure.III.18. Effet de la pression sur le flux de perméat pour les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur de 852 kg/h, 844 kg/h, respectivement (a). Effet de la concentration des sels sur le flux de perméat avec une pression de vide de 10000 Pa et le débit massique d'alimentation de VMD de 1100 kg/h (b).

Cette diminution peut être attribuée à une réduction de la pression de vapeur et à l'augmentation de la viscosité de l'alimentation en solution. Cependant, les solutions à très forte concentration contribuent sensiblement à la variation du flux de perméat. La figure III.19 (a) et figure III.20 (b) montrent la variation du taux de récupération thermique (TRR) et la variation de gain de rendement (GOR) en fonction du temps. Il est important de noter que la valeur du taux de récupération de chaleur est comprise entre 0,1 et 0.36 sur le site de Bouzaréah, tandis que les résultats obtenus à celui sur le site de Ghardaïa, le taux de récupération thermique se situe dans une gamme allant de 0.3 à 1.17. Le taux de récupération thermique se réduit progressivement avec la diminution de la température entre l'entrée et la sortie de la membrane (Zhang et al. (2016)).

De plus, elle montre également que le gain de rendement varie entre 0.4 et 2 et entre 0.75 et 9.11 respectivement pour Bouzaréah et Ghardaïa. La valeur moyenne de GOR est supérieure à 1, ce qui indique une augmentation du coût en capital. Néanmoins, le système a été conçu pour utiliser de l'énergie solaire incidente sur capteur solaire inclinée entre 10 et 15h.

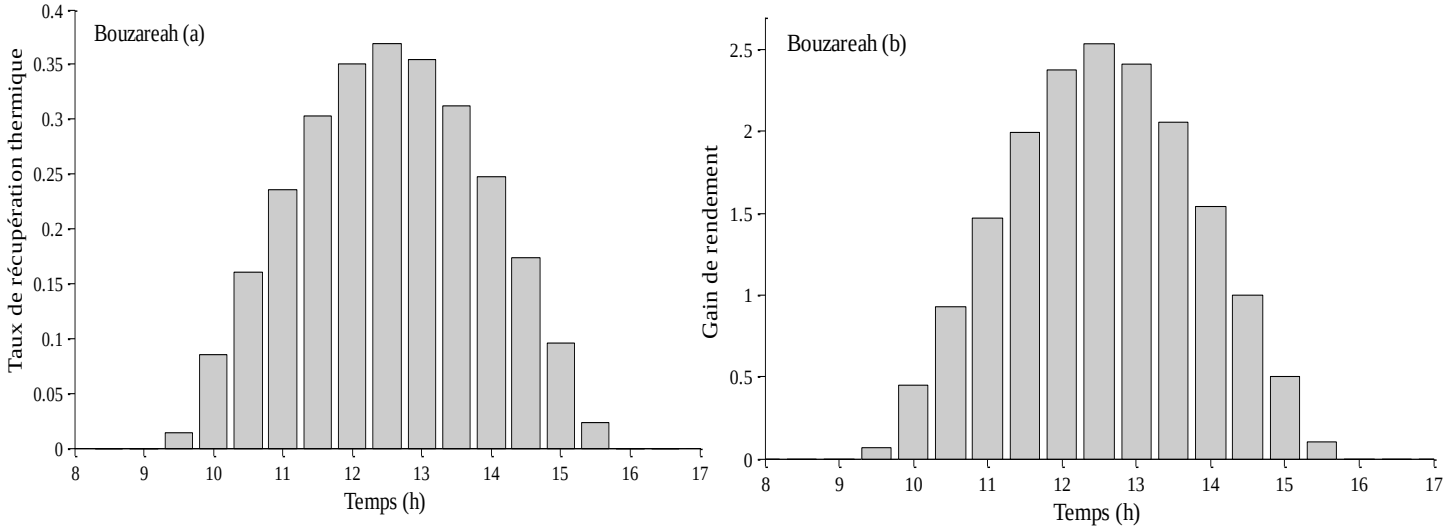


Figure III. 19. Variation de gain de rendement (a) et (b) taux de récupération thermique en fonction de temps (les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur sont respectivement 637 kg/h, 689 kg/h, le débit massique d'alimentation de 1000 kg/h, la pression de vide de 10000 Pa, la concentration de chlorure de sodium de 30g/L et le jour : 162, Juin).

Le reste de l'énergie est perdue sous forme d'énergie dispersée dans l'environnement, ce qui entraîne nécessairement un coût d'investissement faible parce que le processus de VMD couplé avec les capteurs solaires assurant moins d'énergie à celui d'une installation de chauffage électrique. Triki et al. (2017) ont rapporté que la valeur élevée de GOR est obtenue avec un débit massique faible. Cette diminution de débit massique d'alimentation conduit à une diminution de transfert de chaleur à travers la membrane.

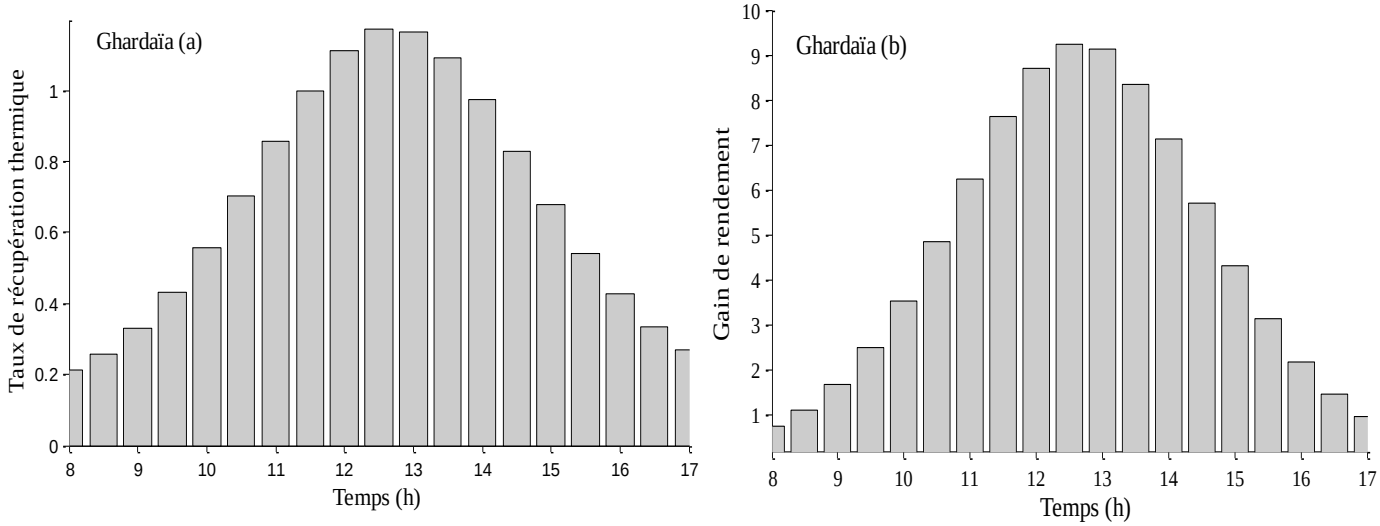


Figure. III. 20. Variation de gain de rendement (a) et (b) taux de récupération thermique en fonction de temps (les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur sont respectivement 852 kg/h, 844 kg/h, le débit massique d'alimentation de 1100 kg/h, la pression de vide de 10000 Pa, la concentration de chlorure de sodium de 30g/L et le jour : 162, Juin).

III.5.5. Effet de différents jours de l'année

La figure III.21 et figure III.22 présentent la variation du flux de perméat pour mars, juin, septembre et décembre sur les sites de Bouzaréah et Ghardaïa. Cependant, les résultats révèlent que le flux atteint son taux maximum en juin ; il est d'environ 7 kg / m^2 h., qui est d'ailleurs inférieur à celui obtenu sur le site Ghardaïa, qui atteint 29 kg / m^2 h., ce flux est légèrement réduit et s'est révélé à 28 kg / m^2 h au mois de Mars, ce flux est supérieur à celui obtenu sur le site de Bouzaréah, qui ne dépasse pas 5 kg / m^2 h. Le flux maximal en septembre

augmente significativement à 15 kg / m^2 h et 31 kg / m2 h respectivement pour les sites de Bouzaréah et Ghardaïa. Les résultats obtenus en Ghardaïa indiquant que le flux qui a eu lieu en septembre a donné des résultats significativement meilleurs que ceux de mars et juin, car le rayonnement solaire globale est plus élevé

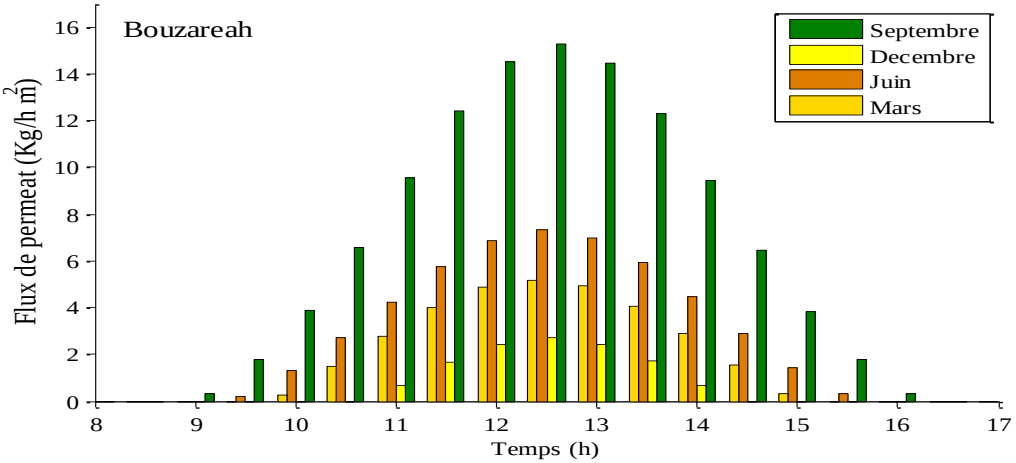


Figure. III. 21. Variation du flux de perméat au cours de différents jours de l'année (les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur sont respectivement 637 kg/h , 861 kg/h, la pression de vide de 10000 Pa, le débit massique d'alimentation de 1000 kg/h , la concentration de chlorure de sodium 30g/L et le jour : 162,Juin)

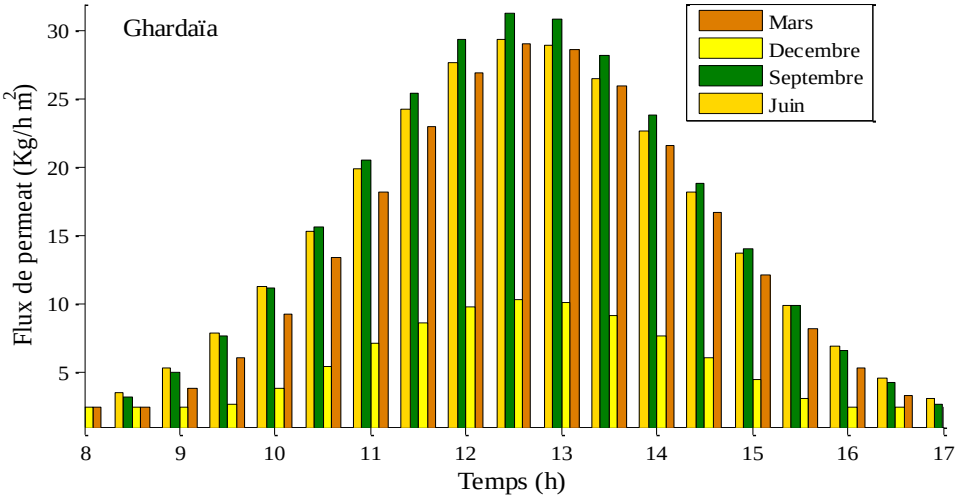


Figure. III. 22. Variation du flux de perméat au cours de différents jours de l'année. (Les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur sont respectivement 852 kg/h, 844 kg/h, la pression de vide 10000 Pas, le débit massique d'alimentation de 1100 kg/h, la concentration de chlorure de sodium 30g/L et le jour : 162, Juin).

III.6. Méthode f-chart

III.6.1 Taux de satisfaction

La conception d'une installation de chauffage se repose sur le dimensionnement de l'installation de chauffage et de l'estimation de la consommation de l'énergie. Le dimensionnement est un compromis entre plusieurs exigences contradictoires. D'une part le coût, qui pousse au sous dimensionnement et d'autre part par les exigences ou conditions indispensables que la surface doit remplir, qui peuvent aussi pousser à un sur dimensionnement. L'unité d'une distillation membranaire à sous vide couplée avec l'énergie solaire est dimensionnée pour la production annuelle de l'eau dessalée en tenant compte de besoin de chauffage. Le taux de couverture des besoins de chauffage est entre 50 et 80 % pour les installations de chauffage bien conçues et dimensionnées ; mais pour cette étude, nous avons pris un taux de 50 % ; sachant que cette unité est dimensionnée pour des besoins annuels de chauffage. Sur la figure III.23, nous présentons, pour chacun des deux sites, l'irradiation solaire globale obtenus pour chacun des mois de l'année. On constate assez logiquement que l'importance des mois d'été dans le total annuel est plus marquée dans la région du sud (Ghardaïa), tandis que pour la région du Nord (Bouzaréah) la part de l'irradiation annuelle portée par les mois d'été est moins grande.

On remarque aussi que l'irradiation solaire globale sur le plan horizontal à Bouzaréah présente un maximum en Juillet (216 kWh/m^2), cette irradiation retombe à une valeur inférieure à 200 kWh/m^2 sur une surface inclinée. Tandis que pour les mois d'hiver, l'irradiation solaire globale maximale atteinte sur surface horizontale est d'environ 111 kWh/m^2 en octobre. On en déduit que l'irradiation solaire globale maximale reçue sur une surface inclinée est plus élevée d'environ 216 kWh/m^2, alors que l'irradiation solaire globale maximale durant la période hivernale atteinte sur surface horizontale est entre 94 et 100 kWh/m^2 .A Ghardaïa, l'irradiation solaire globale qui parvient sur une surface horizontale peut atteindre environ 248 kWh/m^2 en Mai alors que l'irradiation globale sur une surface inclinée atteint seulement 229 kWh/m^2. Ainsi l'irradiation solaire globale maximale pendant les mois d'hiver atteinte sur surface horizontale est de 159 kWh/m^2 en février alors qu'elle est de l'ordre de 216 kWh/m^2 sur une surface inclinée.

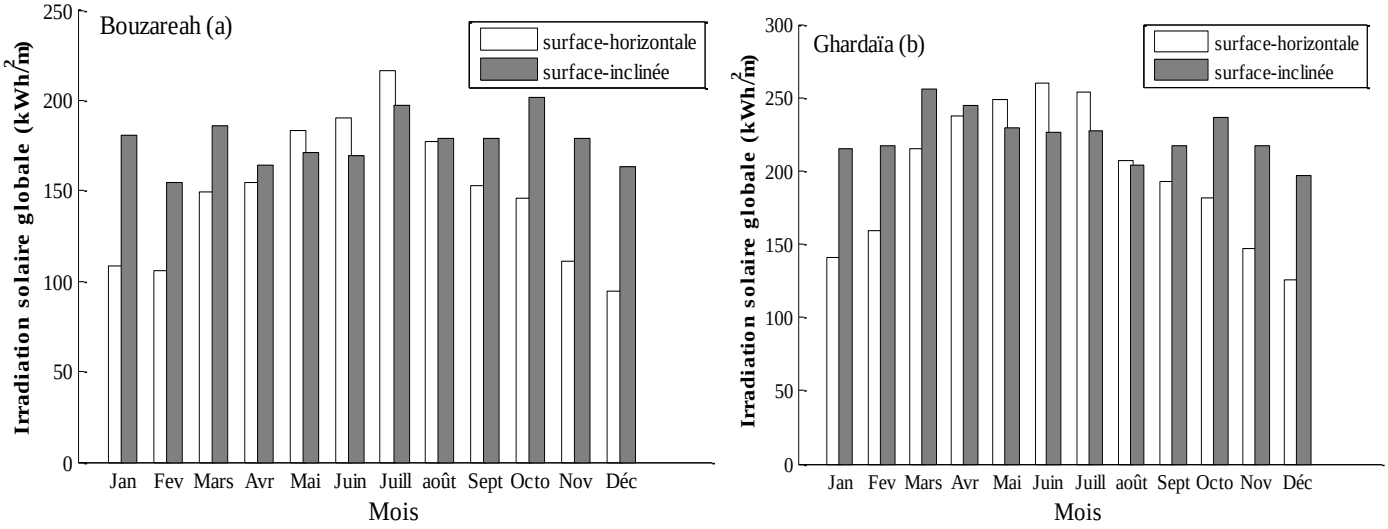


Figure.III.23. Évolution de l'irradiation solaire globale sur la surface horizontale et inclinée.

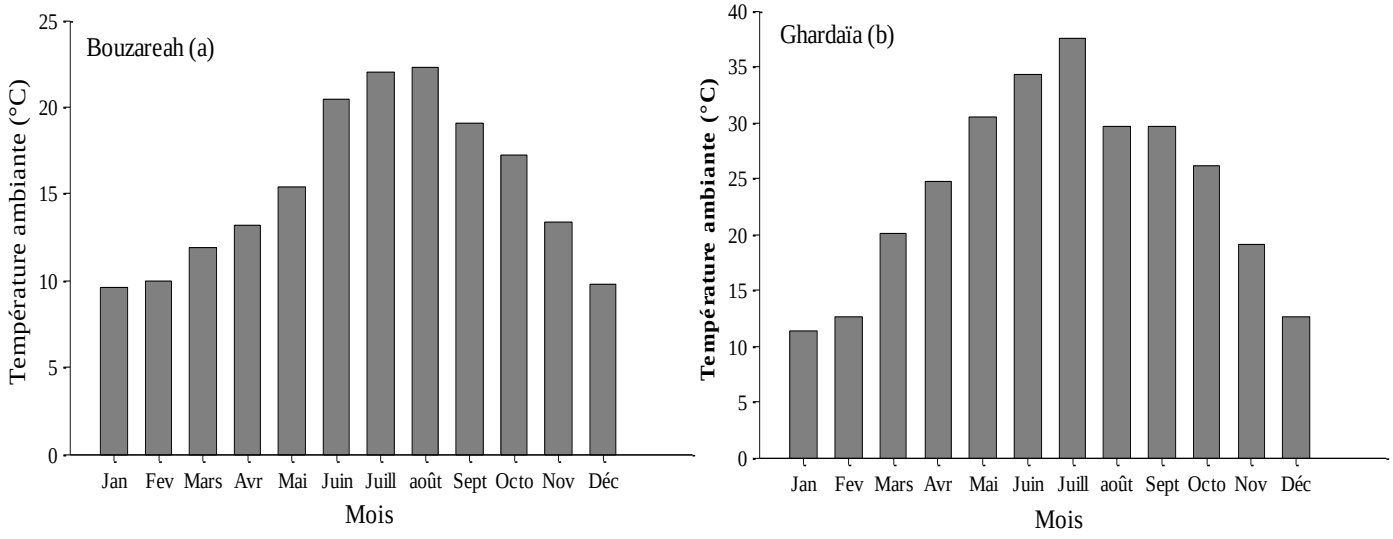


Figure III.24. Courbes représentatives de la variation de la température ambiante

Figure III.24 représente l'évolution de la variation de la température moyenne de journée type de chaque mois. Les températures moyennes mensuelles enregistrées à Bouzaréah oscillent entre 9°C en Janvier à 22 °C en août, alors que la températures moyennes enregistrées à Ghardaïa parviennent à son maximum en Juillet 37 °C, et le minimum en Janvier 11°C.La recherche des conditions énergétiques maximum est une contrainte la plus importante pour les possibilités d'exploitation d'une installation de dessalement. Pour pouvoir apporter une chaleur utile dans le circuit de chauffage, la température pour le chauffage se situe entre 40 en 85°C. La couverture d'environ 55% du besoin en chauffage nécessite des surfaces du collecteur solaire de 96 m^2 à 77 m^2, respectivement pour Bouzaréah et Ghardaïa.

Tableau. III.9. Résultats du calcul obtenu par la méthode f-chart (Bouzaréah).

Les mois	X	Y	Q	f	f*Q
Janvier	3.6435	1.2785	30.5216	0.7471	22.8026
Février	3.4807	1.1673	28.6787	0.6971	19.9917
Mars	2.7269	1.0243	39.2318	0.6562	25.7431
Avril	2.6107	0.9173	38.7485	0.5969	23.1299
Mai	2.1966	0.8100	45.7889	0.5501	25.1870
Juin	1.7236	0.7143	51.2804	0.5112	26.2125
Juillet	1.4745	0.7104	59.9237	0.5231	31.3463
Août	1.5973	0.7022	55.0197	0.5100	28.0594
Septembre	1.9056	0.8111	47.6294	0.5676	27.0349
Octobre	2.1897	0.9829	44.3520	0.6614	29.3359
Novembre	3.0300	1.1592	33.3068	0.7167	23.8704
Décembre	4.4075	1.4048	25.1577	0.7701	19.3744
Bouzaréah			499.6392		302.0881

Le tableau (III.8) et tableau (III.9) représentent les résultats obtenus par la méthode f-chart. Sur toute l'année, on observe une tendance assez similaire entre l'offre de l'irradiation et la charge de chauffage mensuelle, alors l'un dépendant de l'autre évidement. Cette méthode de F-Chart fournit une bonne prévision des valeurs de la charge de chauffage pour assurer le

bon fonctionnement de processus de VMD pendant l'année. Les tableaux (III.8) et tableau (III.9) montrent aussi que les charges sont élevées durant la période estivale, et on note une baisse assez nette et logique de la charge de chauffage durant la période hivernale.

Tableau. III.10. Résultats du calcul obtenu par la méthode f-chart (Ghardaïa).

Les mois	X	Y	Q	f	fL
Janvier	2.5655	1.1055	34.7481	0.7123	24.7499
Février	2.0284	0.9956	38.8321	0.6784	26.3439
Mars	1.3538	0.8140	55.9897	0.6022	33.7147
Avril	1.0720	0.7034	62.1419	0.5425	33.7096
Mai	0.8623	0.5879	69.5100	0.4700	32.6663
Juin	0.7200	0.5559	72.7875	0.4541	33.0564
Juillet	0.6442	0.5301	76.5141	0.4387	33.5673
Août	0.9824	0.5844	62.3339	0.4598	28.6620
Septembre	0.9876	0.6445	59.9939	0.5047	30.2805
Octobre	1.2424	0.7876	53.6563	0.5910	31.7100
Novembre	1.8395	0.9520	40.7448	0.6626	26.9984
Décembre	2.6533	1.0710	32.8485	0.6877	22.5888
Ghardaïa			660.1008		358.0478

La figure III.25 (a) et (b) révèlent que le taux de satisfaction est faible en plein d'été dont la valeur est égale à 0.45 et 0.53, respectivement pour Ghardaïa et Bouzeréah. De plus, on ne peut espérer d'augmenter le taux de satisfaction durant cette période, car le taux de satisfaction dépend donc de l'irradiation solaire globale sur une surface inclinée et de la charge de chauffage, qui vont déterminer la température limite en dessus de la laquelle la déperdition va dépasser la production de l'eau, vu que la membrane ne supporte pas une température supérieure à 86 °C. En période d ' hiver, le taux de satisfaction est supérieur à 0.56 pour les deux régions, donc les capteurs solaires sont susceptibles d 'apporter leur contribution au chauffage de l'eau salée.

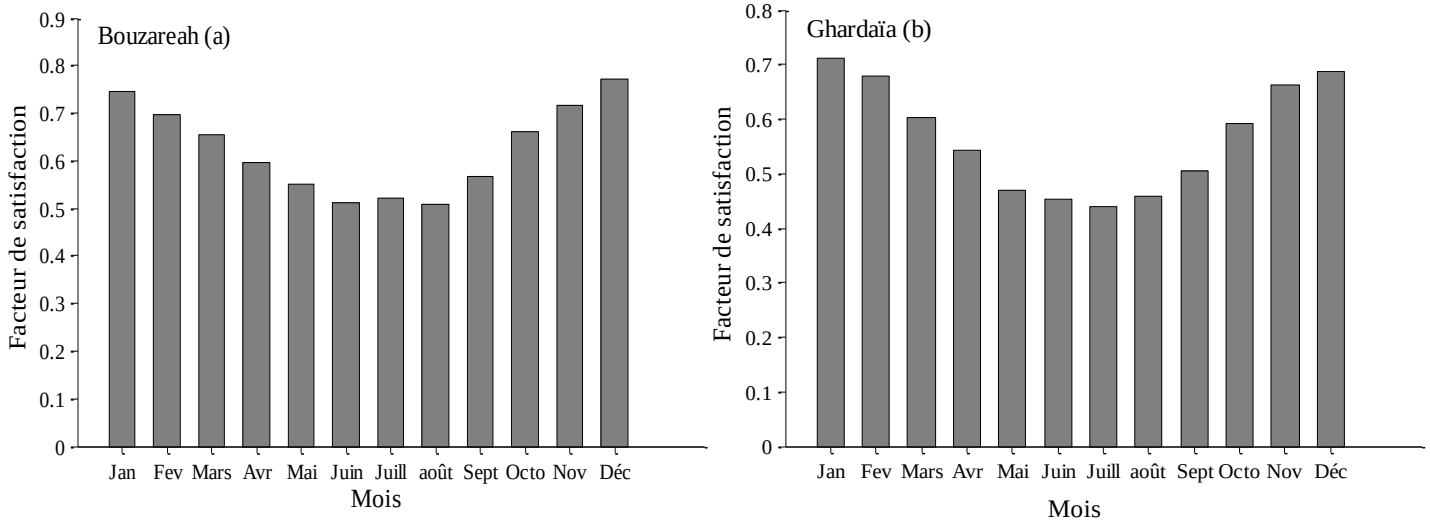


Figure III.25. Variation taux de taux de satisfaction en fonction de mois

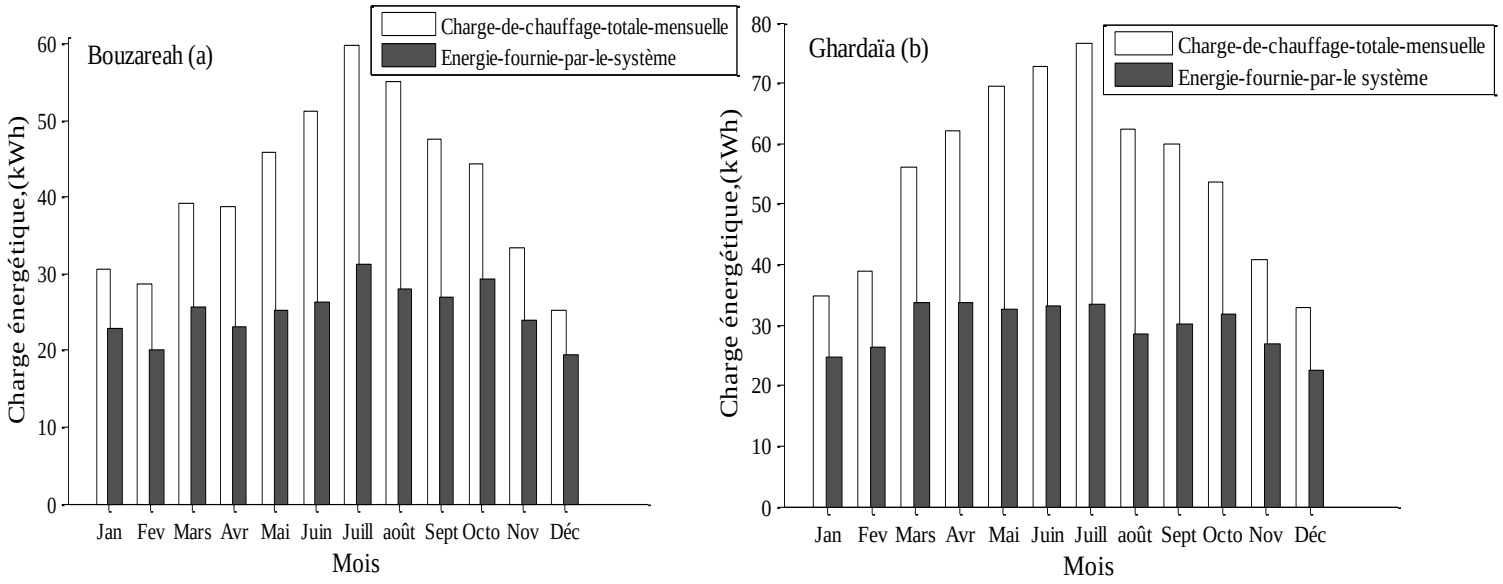


Figure III.26. Variation de la charge énergétique en fonction de mois

La figure III.26 (b) indique que la région de Ghardaïa ayant les charges de chauffage les plus élevés, qui atteint 76 kWh en Juillet, par contre l'énergie fournie par le capteur solaire diminue à 33.56 kWh, ainsi que le maximum de charge dans la région de Bouzaréah peut atteindre 47 kWh en Août, tandis que l'énergie fournie par le capteur solaire est de l'ordre de 27 kWh (figure III.26 (a)). Si la région de Ghardaïa disposera une installation de dessalement, l'énergie utilisée par le procédé de VMD est estimée à 358.0478 kWh du totale de l'énergie, ainsi que l'énergie prévue pour la région Bouzaréah sera atteinte à 302.08 kWh du totale de l'énergie. Le taux satisfaction souhaité de 0.55 pour les deux régions pourrait être jugé largement satisfaisant pour l'installations d'une unité dessalement solaire pendant toutes les périodes.

III.6.2. Production de l'eau dessalée

D'après figure III.27 (a) et (b), On constate ainsi qu'un système correctement dimensionné permet d 'obtenir un le flux maximal, atteignant 45 kg /h m^2 en septembre tout en conservant la température limite supportée par membrane de VMD comprise entre 80 et 86 °C pour les deux sites et les besoins thermiques de VMD sont satisfaits avec l'énergie solaire fournie par le capteur solaire.

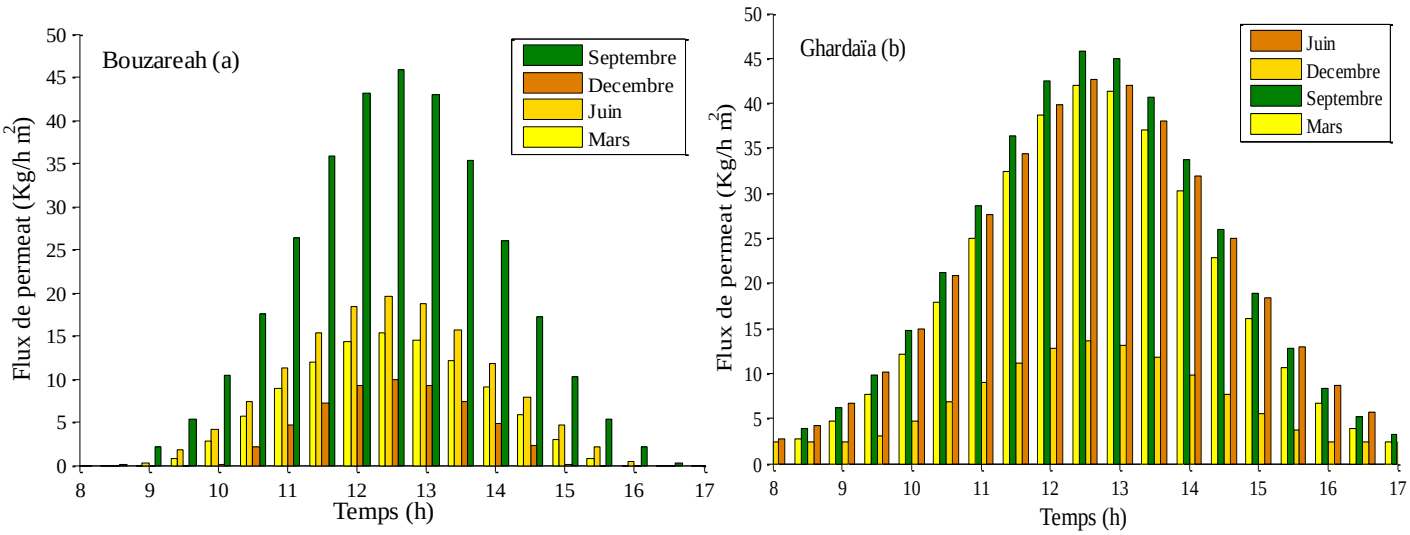


Figure III.27. Variation du flux de perméat au cours de différents jours de l'année pour des surfaces des capteurs de (a) 92m^2 et (b) 77 m^2, respectivement.

Enfin à partir de certains des résultats précédents, il est possible de calculer la production de l'eau à chaque période pour les deux sites (figure III.28 (a) et (b)). Cependant, le bon dimensionnement par f-Chart permet évidemment d'améliorer le flux de perméat pendant la période hivernale, ce qui conduit à une hausse de production de l'eau dessalée. D'après les résultats obtenus, Il apparait que la production de l'eau à Ghardaïa est principalement constatée en été, enregistrant une quantité de l'eau supérieur à 500 L pour surface de 77m^2, cette production pourrait s'accroitre à 23.2 10^3 L pour la température de 40°C.

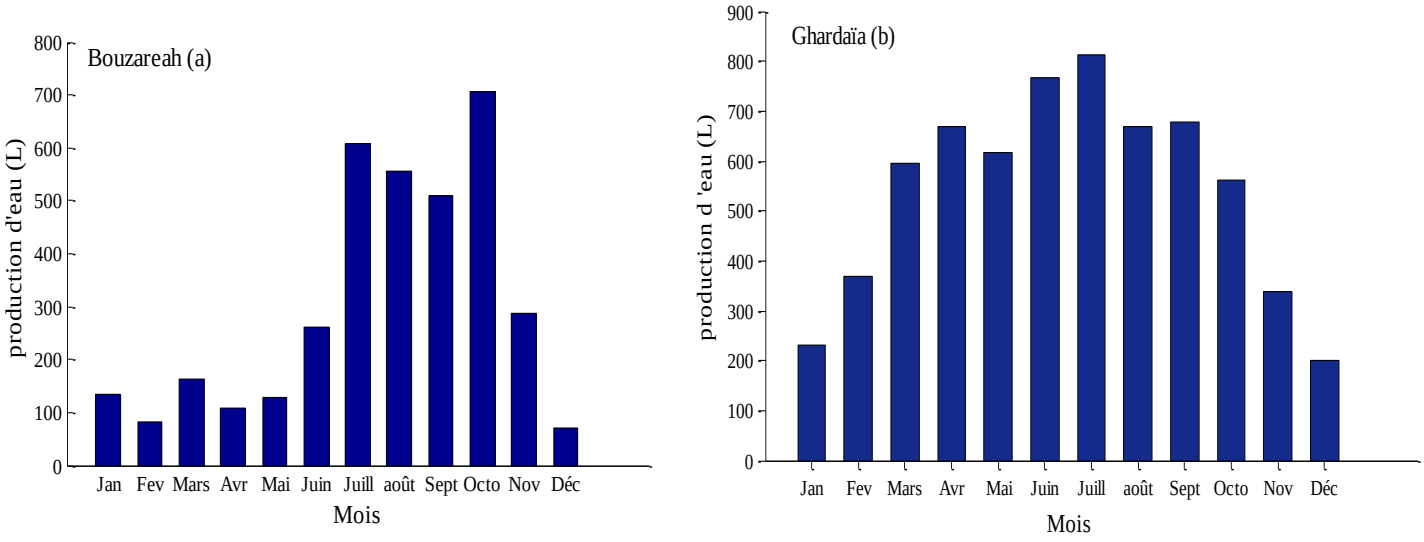


Figure III.28. Variation de la production de l'eau en fonction de mois

La température des eaux souterraines en Sahara algérien varie avec leur profondeur, les eaux les plus profondes qui sont influencées par le gradient géothermique sont les plus chaudes (Ouali, 2006).L'accroissement de la production de l'eau dessalée pendant les périodes chaudes pourrait dépasser celui de la croissance en période froide s'accompagnant d'une augmentation de flux de perméat, qui enregistre un niveau de production de l'eau supérieure à 500L dans une installation d'une dimension d'environ 92 m^2 à Bouzaréah (Tableau III.10 ; Figure III.28(a)).

Tableau. III.11. Résultats de la production de l'eau dessalée.

Température	Surface de capture	(taux de satisfaction)	Production de l'eau (m^3)
Ghardaïa 24.9°C	77m^2	0.56	6.5
Ghardaïa 23°C	75m^2	0.48	7.6
Ghardaïa 33°C	69m^2	0.51	14.5
Ghardaïa 40°C	65m^2	0.50	23.2
Bouzaréah 20°C<T<22°C	92 m^2	0.55	3.61

III.7. Résultats de la simulation sous TRNSYS

La figure III.29 illustre le schéma d'une station de dessalement de l'eau de mer couplée avec l'énergie solaire, cette station possède un réservoir de stockage situé en aval du système de traitement par VMD mais sans stockage d'eau chaude en amont du traitement. La figure III.30 illustre le schéma d'une unité de dessalement possédant un réservoir de stockage situé en amont du système de traitement par VMD. L'insertion de réservoir de stockage dans des opérations de traitement situées respectivement en amont permet de prévoir l'évolution du flux mensuel pour orienter correctement le choix de l'unité de forte production.

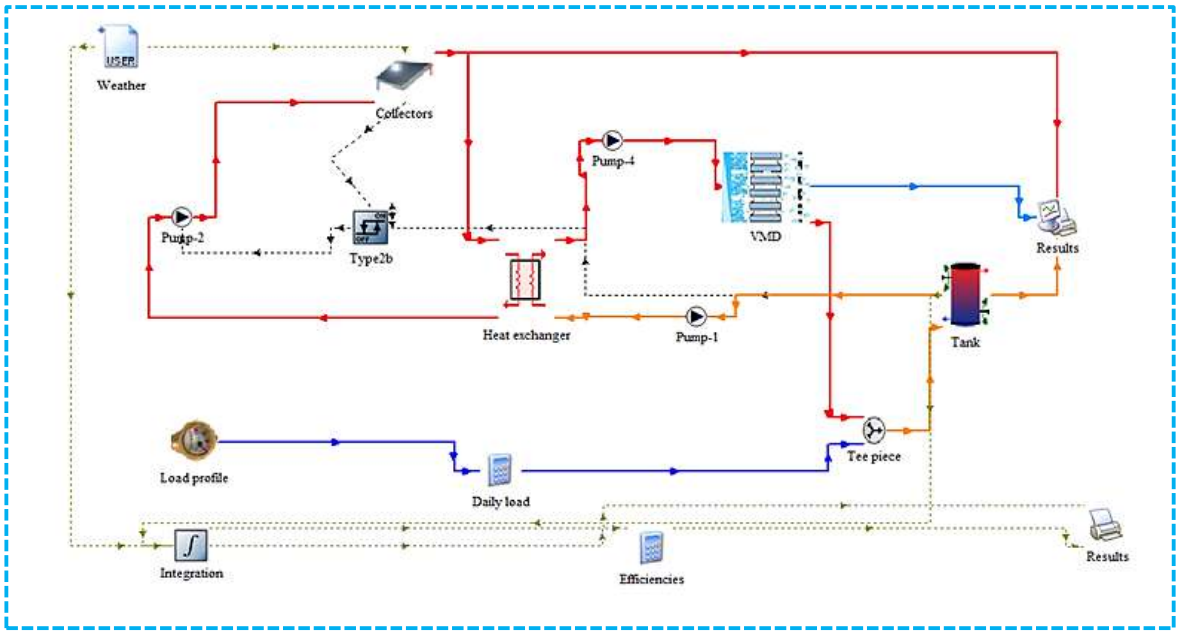


Figure III.29. Schéma d'une unité de dessalement de l'eau de mer couplé avec l'énergie solaire sans stockage d'eau chaude en amont du traitement (shéma1).

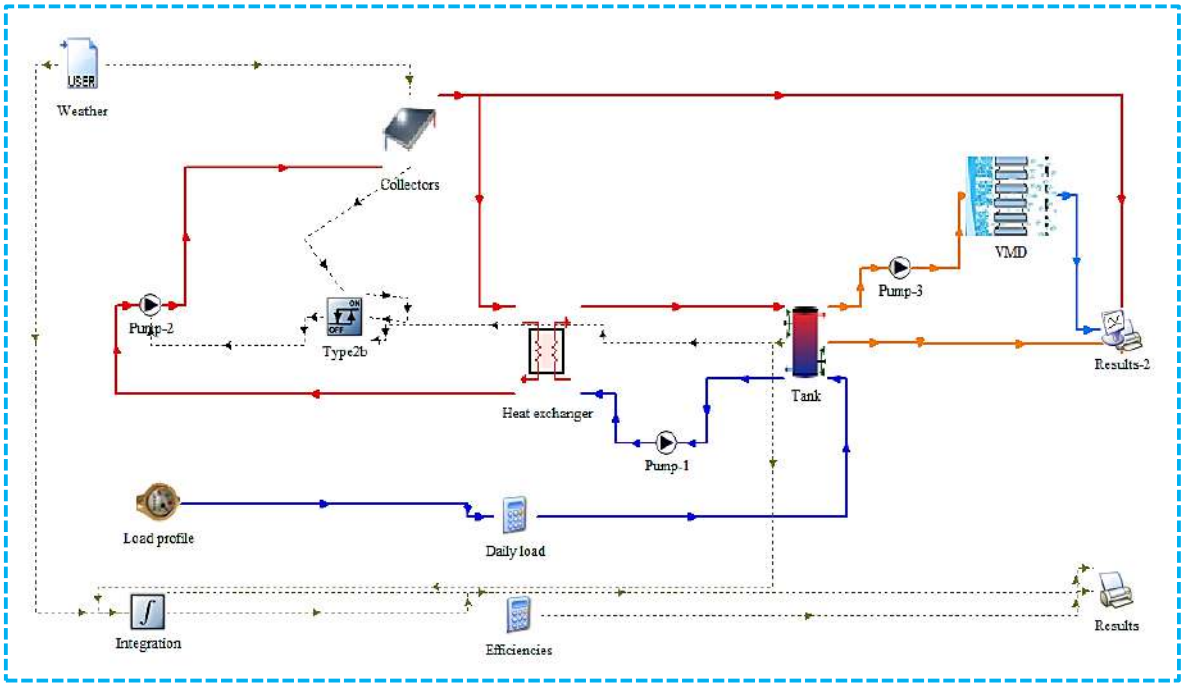


Figure II.30. Schéma d'une unité de dessalement de l'eau de mer couplée avec l'énergie solaire avec une cuve stockage en amont du traitement (shéma2).

Les figures III.31, III.33 et les figures III 35, III.37 sont tracées représentant respectivement la variation de la température mensuelle dans le capteur solaire (T_{oc}), VMD (T_f) et le réservoir de stockage (T_{av}) pour une unité de dessalement sans et avec un stockage de l'eau chaude en amont du traitement pour le site de Bouzaréah et Ghardaïa, alors que les figures III.32 et III.3 et figure III 36, III.38 sont tracés les flux du perméat. La figure III 31 montre que le flux de perméat à travers l'unité de dessalement de l'eau de mer sans stockage de l'eau chaude en amont du traitement varie entre 17 et 49 kg/hm^2. Ces flux varient évidemment en fonction de la température de sortie de capteur solaire et à la température d'alimentation en VMD qui oscillent entre 55 et 78 °C (figure III .32). Les flux évoluent tendanciellement de la même manière à Bouzaréah avec des maximums de 12 et 49 kg/h m^2 suivant les variations de la température d'alimentation et celles de sortie des capteurs (figure III.32 à III.33).

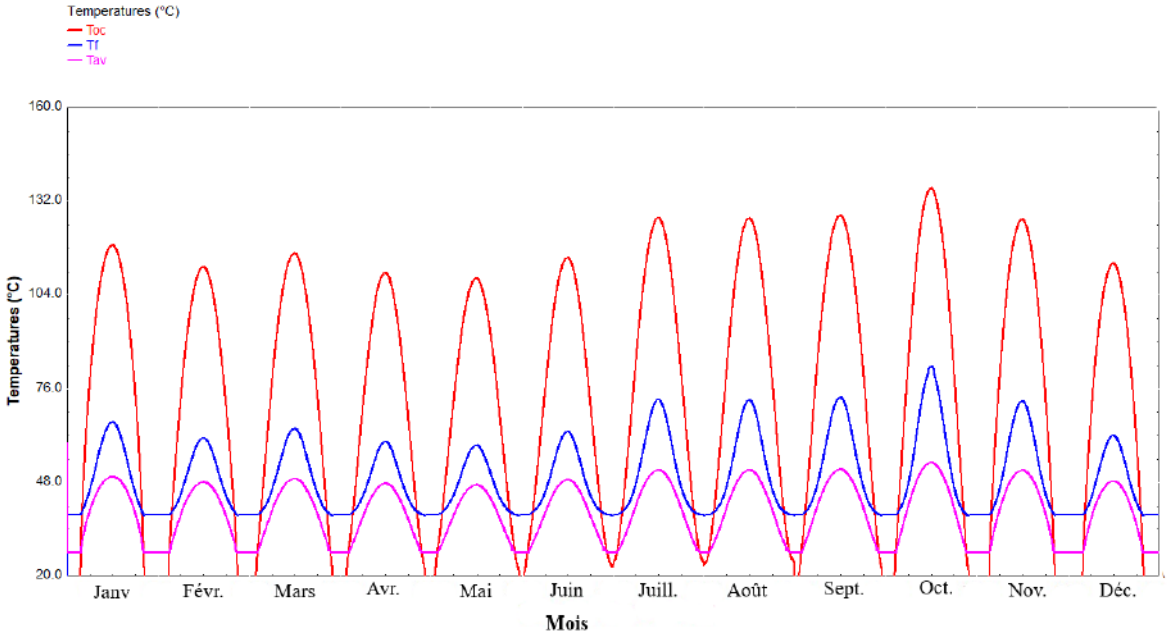


Figure III.31. Variation de la température mensuelle dans le capteur solaire (T_{oc}), VMD (T_f) et le réservoir de stockage (T_{av}) pour l'unité de dessalement sans le stockage de l'eau chaude (Bouzaréah).

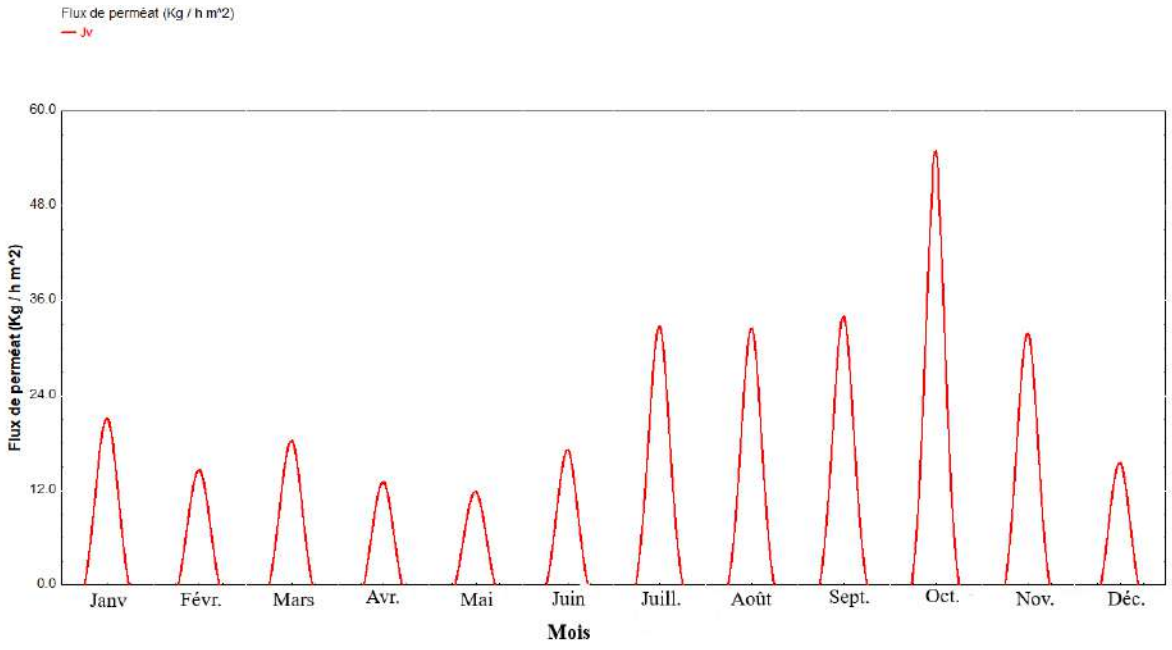


Figure III.32. Variation du flux de perméat mensuelle pour l'unité de dessalement de l'eau sans le stockage de l'eau chaude (Bouzaréah).

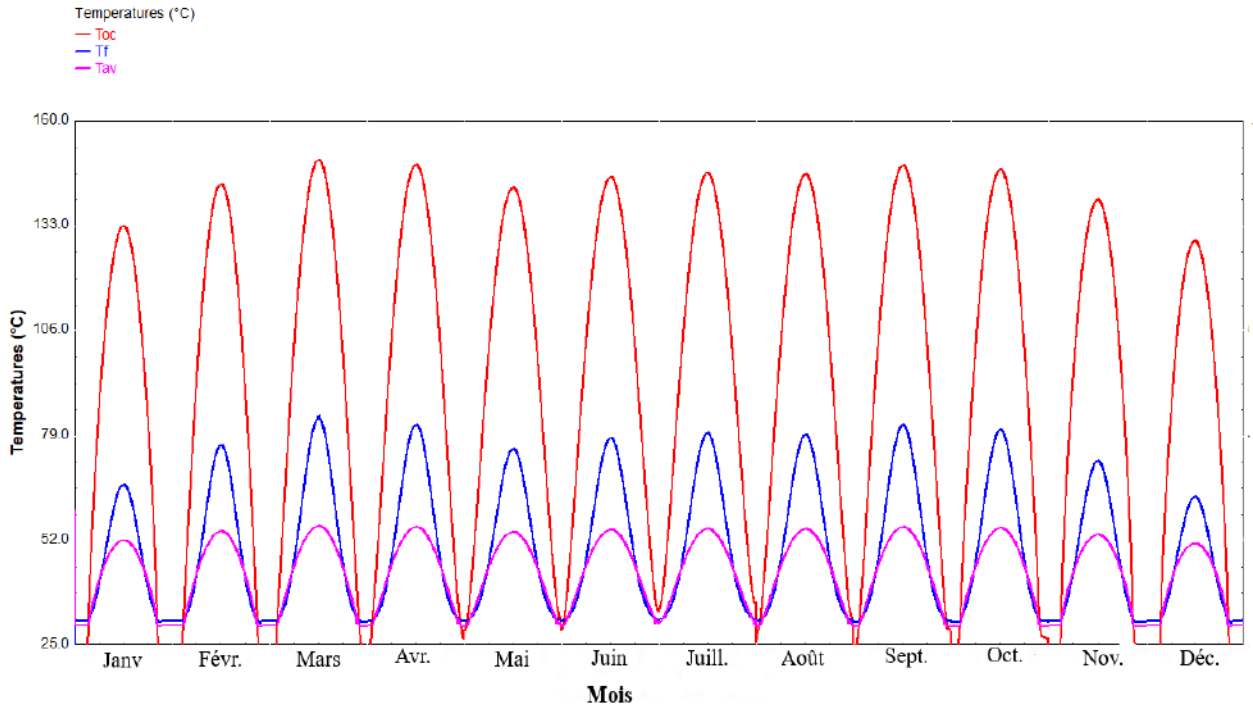


Figure III.33. Variation de la température mensuelle dans le capteur solaire (T_{oc}), VMD (T_f) et le réservoir de stockage (T_{av}) pour une unité de dessalement sans le stockage de l'eau chaude Ghardaïa).

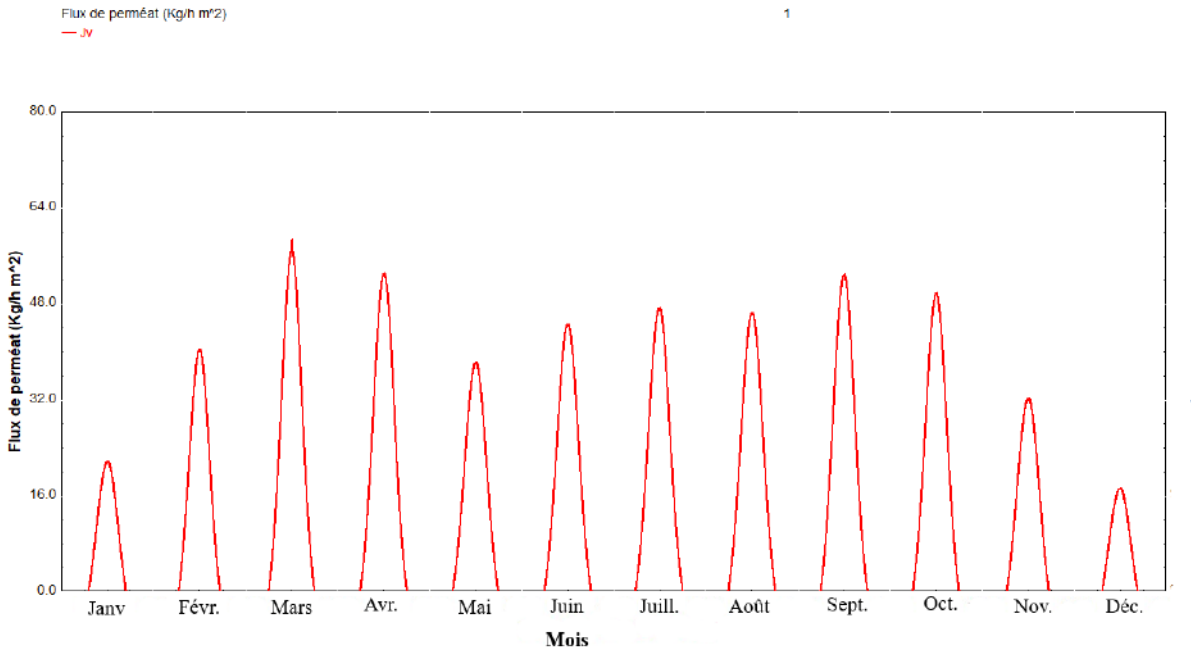


Figure III.34. Variation du flux de perméat mensuelle pour l'unité de dessalement de l'eau et sans le stockage de l'eau chaude (Ghardaïa).

Les figure III.36 montre que le flux maximal de perméat obtenu à travers l'unité de dessalement avec le stockage de l'eau chaude en amont du traitement est quasiment constant et égale à 47 kg/hm^2 .La température maximale s'est maintenue presque à 125°C (figure III. 35). L'inverse est constaté pour les mois de janvier et décembre ou le flux est relativement plus faible et sa valeur ne dépasset pas 35 kg/h m^2. Les flux obtenus à Bouzaréah sont provoqués par des élévations de températures irrégulières à la cuve de stockage, qui dépasse 30 kg/m^2 h entre les mois mai et novembre (figure III.38). En effet, les variations de température sont associées aux variations de la température à la sortie de capteur solaire oscillant de 100 à 144 °C (figure III. 37). On voit que dans les mois de février, mars, avril, mai, juin, juillet et novembre, le flux de perméat obtenu à travers l'unité de dessalement avec le stockage de l'eau chaude est relativement plus élevé à Ghardaïa qu'au Bouzaréah, d'un flux dépassant 30 kg/h m^2.

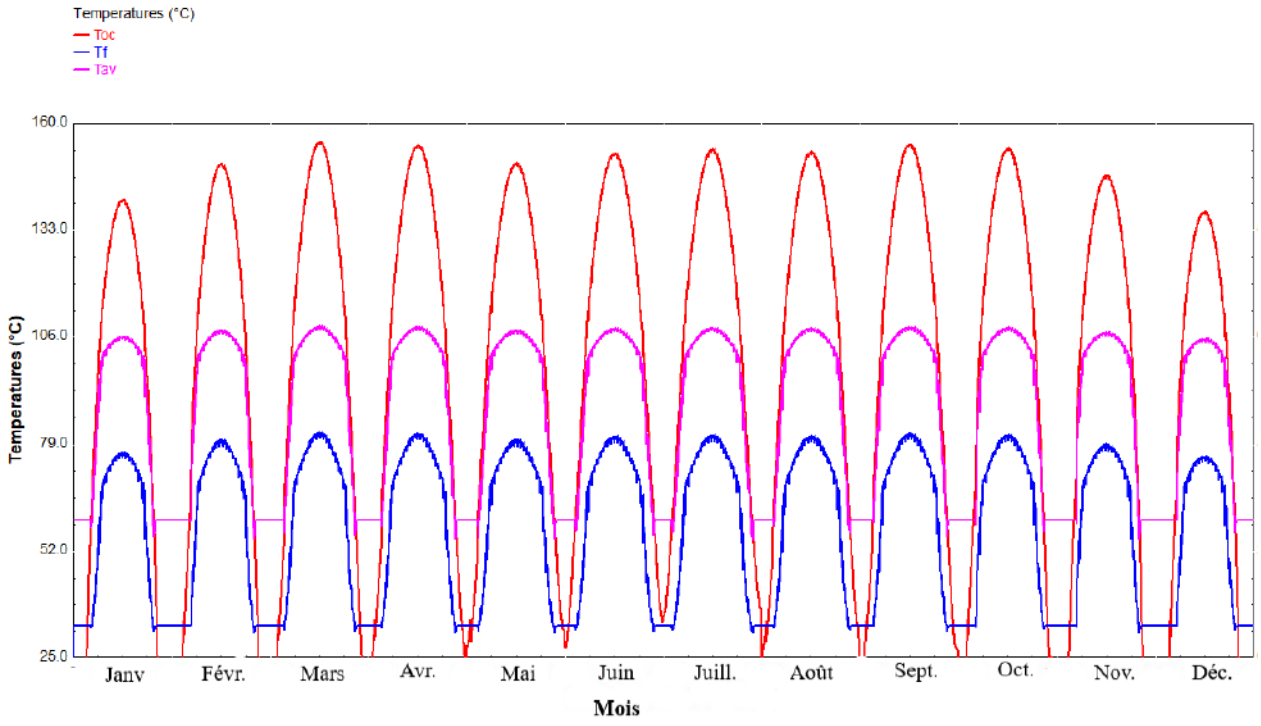


Figure III.35. Variation de la température mensuelle dans le capteur solaire (T_{oc}), VMD (T_f) et le réservoir de stockage (T_{av}) pour l'unité de dessalement de l'eau avec le stockage de l'eau chaude (Ghardaïa).

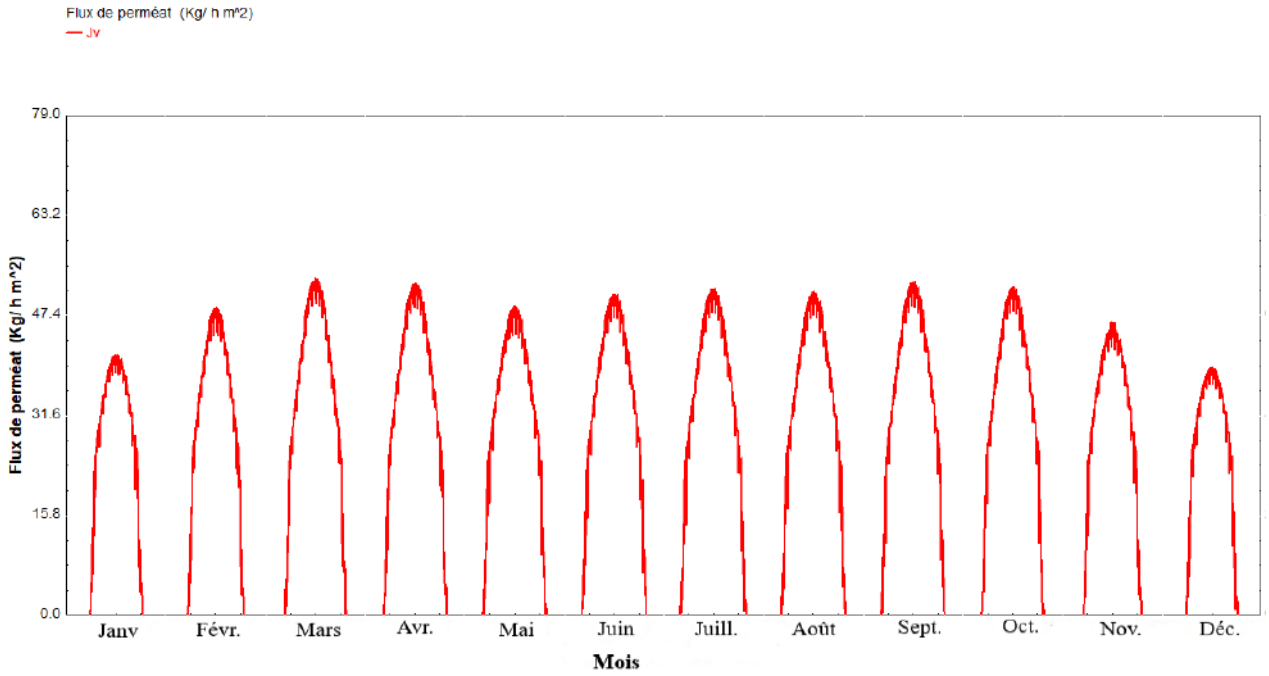


Figure III.36. Variation du flux de perméat mensuelle pour l'unité de dessalement de l'eau avec le stockage de l'eau chaude (Ghardaïa) (Ghardaïa).

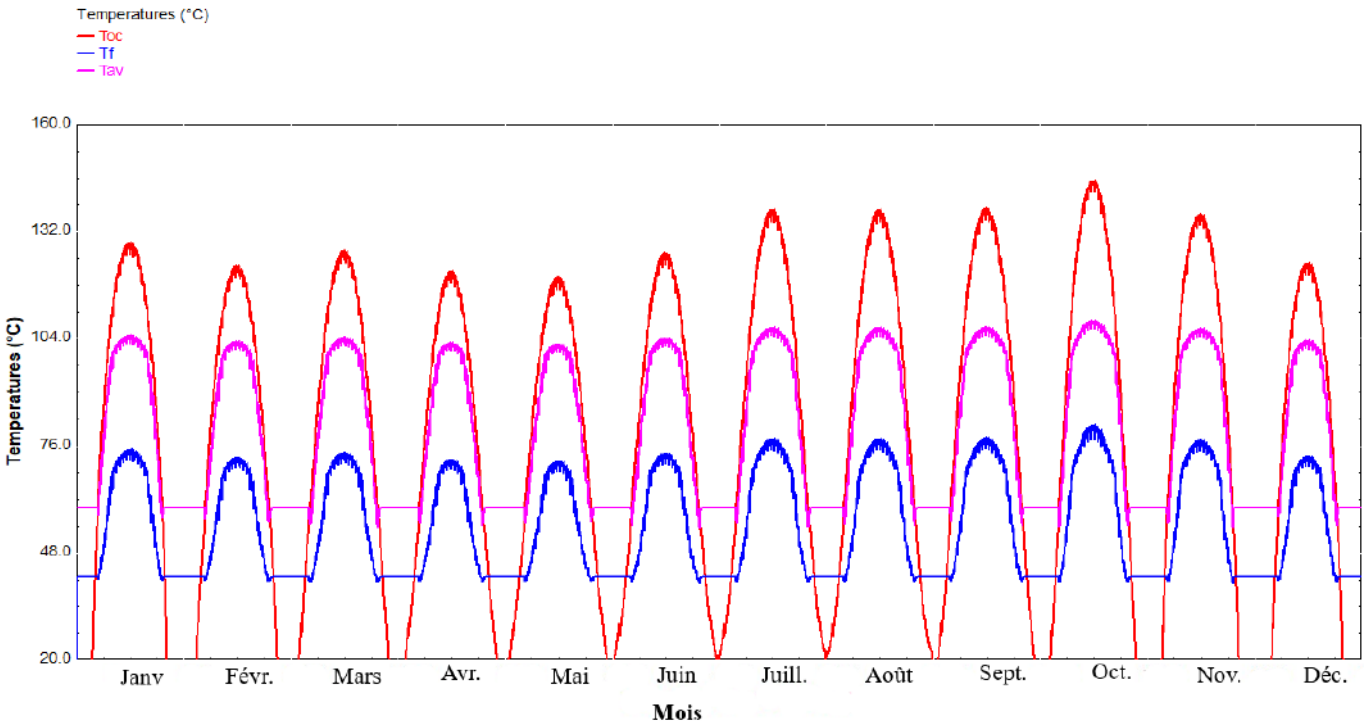


Figure III.37. Variation de la température mensuelle dans le capteur solaire (Toc), VMD (Tf) et le réservoir de stockage (T_{av}) pour l'unité de dessalement de l'eau avec le stockage de l'eau chaude (Bouzaréah).

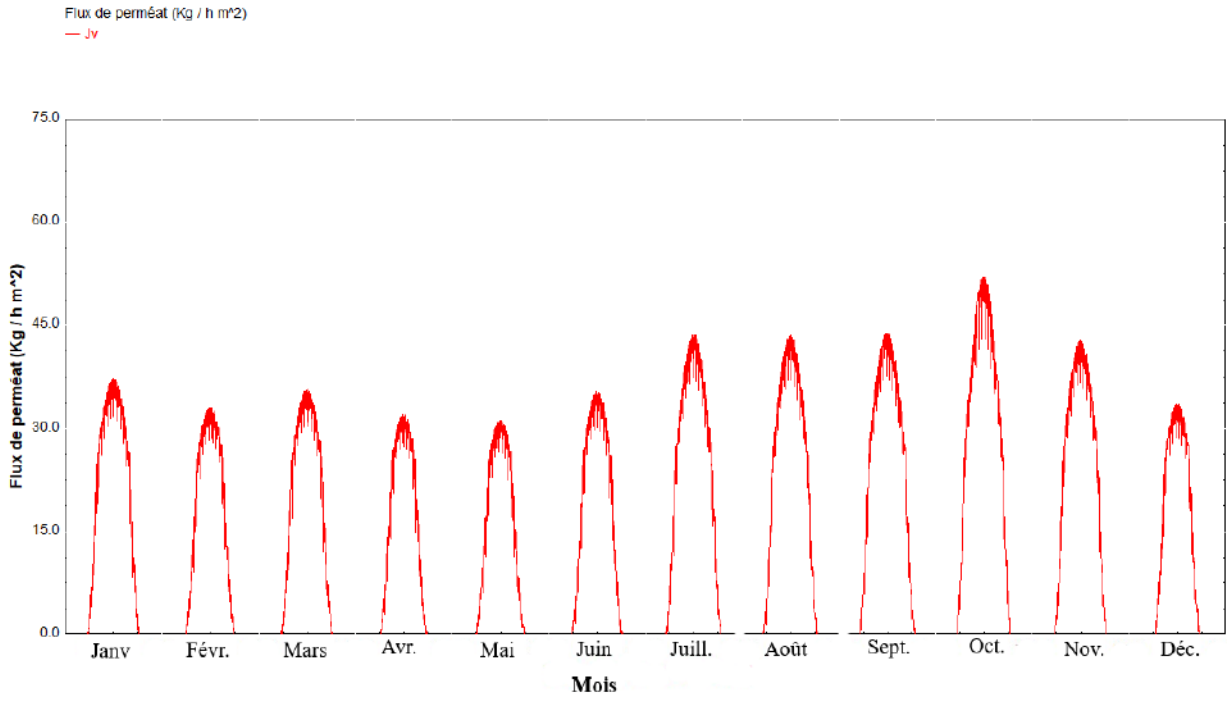


Figure III.38. Variation du flux de perméat pour l'unité de dessalement de l'eau avec le stockage de l'eau chaude (Bouzaréah).

III.9. Conclusion

Les conditions optimales obtenues par l'étude paramétrique pour un procédé de VMD sans le stockage d'eau chaude sont : les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur sont 852 kg/h, 844 kg/h , respectivement, la pression de vide 10000 Pas et le débit massique d'alimentation de VMD 1100 kg/h pour les sites de Ghardaïa, tandis que les conditions optimales prédites dans l'unité à Bouzaréah sont les suivantes : les débits massiques à travers le capteur solaire et l'échangeur de chaleur atteignent respectivement 637 kg/h, 689 kg/h , la pression de vide 10000 Pas et le débit massique d'alimentation de VMD de 1000 kg/h . Les résultats de dimensionnement montrent que les surfaces du collecteur solaire sont respectivement 96 m^2 à 77 m^2 pour Bouzaréah et Ghardaïa avec un taux couverture d'environ 55% du besoin en chauffage. Il résulte de tout ceci que le flux de perméat obtenus à Bouzaréah sont inférieurs à ceux obtenus à Ghardaïa dans des conditions plus difficiles et plus avantageuses, mais ceci exige aussi un procédé de traitement avec une cuve stockage en amont du traitement, qui présente un avantage supplémentaire pour les deux sites.

Conclusion Générale

L'objectif de la présente étude est de réaliser une modélisation sur l'unité de distillation membranaire à sous vide (VMD) couplée avec l'énergie solaire. L'utilisation de cette énergie gratuite permettra de travailler à des températures entre 40 et 80 °C et par conséquent une amélioration de la quantité de distillat et de la productivité de l'unité. Nous avons établi les différents modèles basés sur des bilans thermiques qui acquièrent plusieurs paramètres d'entrée. Ces modèles englobent un ensemble de phénomène qui décrivent le fonctionnement de l'unité de dessalement. Ceci nous a permis de déterminer l'évolution de flux de perméat issu de VMD. Les prédictions de ces modèles sont confrontées aux les résultats expérimentaux trouvées dans la bibliographie. Ces résultats expérimentaux sont relativement en bon accord avec les prédictions des modèles. En plus, nous avons déduit que les différents paramètres opératoires tels que : le prototype de capteur solaire, le débit à travers de l'échangeur de chaleur, la pression du perméat, la concentration de chlorure de sodium et le type de mois influent fortement sur l'efficacité de dessalement de l'eau.

Aussi, notre étude se concentrera sur l'estimation des paramètres qui constituent la température ambiante et l'éclairement solaire global et ceci à partir des données enregistrées à Ghardaïa et à Bouzaréah, ce qui permettent d'ajuster l'éclairement solaire global selon le modèle de Brichambaut, ensuite, nous avons établi l'éclairement solaire global, tombant sur une surface inclinée. Les coefficients des corrélations de l'éclairement solaire global et la température ambiante sont déduits selon la loi probabilité de Weibull modifié.

L'étude a mis en évidence l'influence du prototype des capteurs solaires. Les résultats montrent que le choix de capteur à vitre et sans nid d'abeille serait une option économique à long terme. Le débit massique apparaît comme un facteur déterminant. En effet, l'efficacité du processus est favorable lorsque le débit massique de fluide caloporteur à travers l'échangeur de chaleur diminue. Les simulations sur modèle figurant dans cette étude montrent qu'une augmentation de la température d'alimentation et de flux de perméat est causée par un débit massique d'alimentation élevé. Cependant, on a conclu aussi que le flux de perméat augmente avec la diminution de la pression de perméat dans le processus de VMD. Les résultats des modèles développés ont montré que le flux de perméat atteignant

27 kg /h m^2 en juin pour la ville de Ghardaïa, ce taux est supérieur à celui le flux obtenu à Bouzaréah, qui n'atteint que 7 kg / h m^2.

La méthode de F-chart fournit une bonne prévision de la valeur de surface estimée. Il semblerait que cette méthode fournit des résultats précis mais comme beaucoup de systèmes, le solaire échappe à des mesures précises et rigoureuses. Cette méthode permet ainsi de connaitre mois par mois énergie fournie par capteur solaire et, par comparaison avec les besoins de chauffage totale mensuelle et le taux de satisfaction. Le choix de la période estivale pour estimer la surface des capteurs résulte plus souvent un sous dimensionnement pendant les mois d'hivers, alors le dimensionnement de cette unité est basé sur les besoins de chauffage annuels.

Le redimensionnement permet une amélioration significative de flux de perméat pendant toutes les périodes de l'année, enregistrant un le flux maximal de 45 Kg /h m^2 en septembre tout en conservant la température limite supportée par membrane de VMD comprise entre 80 et 86 °C pour les deux sites. Durant la période de chauffage la plus dense, de mars à aout, on trouve que la production de l'eau à Ghardaïa est de 7.6 m^3, alors que cette production est supérieure avec la production obtenue en région Bouzaréah qui ne dépasse pas 3.61 m^3. Du fait que les charges de chauffage mensuelle sont d'autant plus grandes que les charges fournies par le capteur solaire, la production de l'eau dessalé depuis l'eau saumâtre ou de mer est meilleur s ' il peut se contenter d ' atteindre des températures relativement plus élevées.

La modélisation de l'unité de VMD permettant l'intégration de modèle au sein de l'environnement de simulation (TRNSYS) couplé avec CODE : BLOCKS pour produire un nouveau composant (VMD). Le langage fortran a été également exploité pour la programmation de nouveau composant. Les résultats de l'unité de dessalement de l'eau sans le réservoir de stockage sont presque conformes aux résultats obtenus par MATLAB. L'ajout de ce nouveau type226 dans le logiciel TRNSYS permet alors d'estimer la contribution potentielle d'autre mesures d'efficacité des unités de dessalement. Le flux de perméat obtenu à travers l'unité de dessalement avec le stockage de l'eau chaude est relativement plus élevé à Ghardaïa qu'au Bouzaréah, d'un flux dépassant 30 kg/h m^2.

En perspective, notre travail a ouvert la voie à différents axes de recherche, qui se sont développés dans des directions diverses. Il serait intéressant de continuer cette recherche en validant les modèles avec les résultats expérimentaux obtenus après l'installation de l'unité de dessalement en Algérie. Cette étude peut être étendue par utilisation d'une démarches méthodologiques comparables mais pour des composés organiques ou inorganiques.

Références bibliographiques

Abdullah, A.H., Abou-Ziyan, H. Z .et Ghoneim, A.A. (2003). Thermal performance of flat plate solar collector using various arrangements of compound honeycomb. *Energy Conversion and Management*, 44(19), 3093-3112.

Abu-Zeid, M.A.E., Zhang, Y., Dong, H., Zhang, L., Chen, H. L .et Hou, L. (2014). A comprehensive review of vacuum membrane distillation technique. *Desalination*, 356, 1-14.

Alklaibi, A.M .et Lior, N. (2004). Membrane-distillation: status and potential. *Desalination*, 171(2), 111-131.

Andrés-Mañas, J.A., Roca, L., Ruiz-Aguirre, A., Acién, F.G., Gila, J.D et Zaragoza,G (2020). Application of solar energy to seawater desalination in a pilot system based on vacuum multi-effect membrane distillation, *Applied Energy*, 258, 114068.

Badran, A., Murad, S., Baydoun, E .et Daghir, N. (2017). Water, Energy & Food Sustainability in the Middle East: The Sustainability Triangle, Springer, 6330 Cham (Suisse), p440.

Banat, F., Abu Al-Rub, F .et Bani-Melhem, K. (2003). Desalination by vacuum membrane distillation: sensitivity analysis. *Separation and Purification Technology*, 33(1),75-87.

Banat, F., Al-Asheh, S. et Qtaishat, M. (2005). Treatment of waters colored with methylene blue dye by vacuum membrane distillation. *Desalination*, 174(1), 87-96.

Banat, F., Jwaied, N., Rommel, M., Lpschikowski, J.M .et Wieghaus, M. (2007). Performance evaluation of the large SMADES autonomous desalination solar-driven membrane distillation plant in Aqaba, Jordan. *Desalination*, 217(1-3), 17-28.

Belessiotis, V., Kalogirou, S. et Delyannis, E. (2016). Thermal Solar Desalination: Methods and systems. Academic Press, Elsevier, UK, USA, p191.

Ben Abdallah, S., Frikha, N. et Gabsi, S. (2013). Design of an autonomous solar desalination plant using vacuum membrane distillation, the MEDINA project. *Chemical Engineering Research and Design*, 91(12), 2782-2788.

Ben Abdallah, S., Frikha, N. et Gabsi, S. (2013). Simulation of solar vacuum membrane distillation unit. *Desalination*, 324, 87–92.

Bianchi, A.M.et Fautrelle, Y. et Etay, J. (2004).Transferts thermiques, PPUR presses polytechniques, p 487.

Bochu, J.L. (2003). Energies et agriculture : de la maîtrise de l'énergie aux énergies renouvelables, Educagri Editions, DIJON, Cedx, pp136-138.

Bonhomme, R. (1994). Les rayonnements solaires et le fonctionnement du couvert végétal, INRA, Thiverval-Grignon, France, p35.

Bouguecha, S .et Dhabi, M. (2002). Fluidized bed crystallizer and air gap membrane distillation as a solution to geothermal water desalination. *Desalination*, 152(1-3), 237-244.

Cabassud, C. et Wirth D. (2003). Membrane distillation for water desalination: How to choose an appropriate Membrane. *Desalination*, 157 (1-3), 307-314.

Capderou, M. (1988). Atlas solaire en Algérie, (tome 1), O.P.U Alger.

Cerneaux, S., Struzynskab, I., Kujawski, M.W., Persina, M. et Larbot, A. (2009). Comparison of various membrane distillation methods for desalination using hydrophobic ceramic membrane. *Journal of Membrane Science*, 337(1-2), 55–60.

Chafidz, A., Al-Zahrani, S., Al-Otaibi, M.N., Hoong, C.F., Lai, T. F .et Prabu, M. (2014). Portable and integrated solar-driven desalination system using membrane distillation for arid remote areas in Saudi Arabia. *Desalination*, 345 ,36–49.

Chenggui Sun, A., Kosar, W., Zhang, Y .et Feng X (2014). Vacuum membrane distillation for desalination of water using hollow fiber membranes. Journal of Membrane Science 455, 131–142.

Chiam C.K. et Sarbatly R. (2016). Study of the rectangular cross-flow flat-sheet membrane module for desalination by vacuum membrane distillation, *Chemical Engineering and Processing*, 102, 169-185.

Chiam, C. K .et Sarbatly R. (2013). Vacuum membrane distillation processes for aqueous solution treatment. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 74, 27-54.

Couffin, N., Cabassud, C. et Lahoussine-Turcaud, V. (1998). A new process to remove halogenated VOCs for drinking water production: Vacuum membrane distillation. *Desalination*, 117(1-3), 233-245.

Crini, G .et Badot, P.M. (2007). Traitement et épuration des eaux industrielles polluées : procédés membranaires, bio adsorption et oxydation chimique, presse Univ, Franche –comté, p21.

Criscuoli, A., Carnevale, M.C. et Drioli, E. (2008). Evaluation of energy requirements in membrane distillation, *Chem.Eng. Process*. 47 (7), 1098-1105.

Criscuoli, A., Zhong, J., Figoli, A., Carnevale, MC., Huang, R. et Drioli, E. (2008). Treatment of dye solutions by vacuum membrane distillation, *Water Res*, 42, 5031-5037.

Criscuoli, A.et Drioli, E. (1999). Energetic and exergetic analysis of an integrated membrane desalination system, *Desalination*, 124 (1-3), 243–249.

Curcio, E. et Drioli, E. (2005). Membrane distillation and related operations—a review. *Separation and Purification Revie*ws, (2005), (October 2004), 34(2), 35-86.

Chang, J., Zuo, J., Lu, J.K., Chung, T. S (2019). Membrane development and energy analysis of freeze desalination-vacuum membrane distillation hybrid systems powered by LNG regasification and solar energy. *Desalination*, 449, 16–25.

De winter, F. (1975). Heat exchanger penalties in double-loop, solar water heating systems. *Solar Energy*, 17(6), 335-337.

Deng, H., Yang, X., Tian, R., Hu, J., Zhang, Bo., Cui, F., Guo, G (2020). Modeling and optimization of solar thermal-photovoltaic vacuum membrane distillation system by response surface methodology, *Solar Energy*, 195, 230–238.

Duffie, J. A. et Beckman, W.A. (2013). Solar Engineering of Thermal Processes, Fourth Edition, John Wiley & Sons, Inc., Hoboken, New Jersey, USA, pp 43-118.

El Nady, J., Kashyout, A.B., Ebrahim, S.H. et Soliman, M.B. (2016). Nanoparticles Ni electroplating and black paint for solar collector applications. *Alexandria Engineering Journal*, 55(2), 723-729.

El-Bourawi, M.S., Ding, Z., Ma, R. et Khayet M. (2006). A framework for better understanding membrane distillation separation process. Journal of Membrane Science, 285(1-2), 4–29.

EL-Bourawi, M.S., Khayet, M., Ma, R., Ding, Z., Li, Z. et Zhang, X. (2007). Application of vacuum membrane distillation for ammonia removal. *Journal of Membrane Science*, 301(1-2), 200-209.

Elliott, L. et Breslin, S. (2011). Comparative Environmental Regionalism, First Edition, Taylor & Francis, Routledge. p208.

El-Zanati, E. et El-Khatib K.M. (2007). Integrated membrane-based desalination system, *Desalination*, 205(1-3), 15–25.

Encyclopedia of life support systems (Eolss). (2010). Publications, renewable energy systems and desalination - volume II, Eloss Publisher, United Kingdom, p230.

Frikha, N., Matlaya, R., Chaouachi, B.et Gabsi, S. (2013). Simulation of an autonomous solar vacuum membrane distillation for seawater desalination. *Desalination and Water Treatment*, 1-10.

Garg, H.P .(1987). Advances in Solar Energy Technology: Volume 1: Collection and Storage Systems. Springer Science & Business Media, Dordrecht, Hollande, pp5-87, p124.

Gicquel, R. (2009). Systèmes énergétiques, Volume 3 : cycles avancés, systèmes innovants à faible impact environnemental ; Presses des MINES, Paris, p4.

Gordon, J.M. (2013). Solar Energy: The State of the Art. Earthscan, Routledge, p164.

Guijt, C.M., Rácz I.G., Reith, T. et De Haan, A.B. (2000). Determination of membrane properties for use in the modelling of a membrane distillation module. *Desalination*, 132 (1-3), 255-261.

Hakem, S.A., Merzouk, M., Kasbadji-Merzouk, N. et Kaci, K. (2013). Long-term influence of external parameters on the storage of a solar water heater with thermosyphon, The *Journal of MacroTrends in Energy and Sustainability*, 1 (1), 50-61.

Hakem, S.A., Merzouk, M. et Kasbadji-Merzouk, N. (2014). Etude stockastique de performance journalière, thèse de magister, Editions universitaires européennes.

Hamiche, A.M., Stambouli A.B. et Flazi, S. (2015). A review on the water and energy sectors in Algeria: Current forecasts, scenario and sustainability issues. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, 41, 261–276.

Hegger, M., Stark, T., Fuchs, M. et Zeumer, M. (2011). Construction et énergie : architecture et développement durable, traduction française par Y, Minssart et Xavier Belorgy, PPUR Presses polytechniques, Lausanne, suisse, p24.

Hestnes, A.G., Hastings, R. et Saxhof, B. (2003). Solar Energy Houses: Strategies, Technologies, Examples, Second Edition, London, pp 32.

Hoffman, E., Pfenning, D.M., Phillippsen, E., Schwahn, P., Sieber, M., Wehn, R., Woermann, D. et Wiedner, G. (1987). Evaporation of alcohol/water mixtures through hydrophobic porous membranes, *Journal of Membrane Science*, 34(2), 199-206.

Hogan, P.A., Sudjito, A.G. et Fane, G.L. (1991). Morrison, Desalination by solar heated membrane distillation. *Desalination*, 81(1-3), 81-90.

Hollands, K.G.T., Unny, T.E., Raithby, G.D.K. et Konicek, L. (1976). Free convection heat transfer across inclined air layers. *Journal Heat Transfer*, 98(2), 189-193.

Howell, J.A. (1990). The Membrane Alternative: Energy Implications for Industry: Watt Committee Report Number 21, Elsevier Science publishers, London, p23.

Imdakm, A.O., Khayet, M.et Matsuura, T. (2007). A monte carlo simulation model for vacuum membrane distillation process. *Journal of membrane science*, (2007), 306: 341-348.

International Renewable Energy Agency (IRENA). (2014). Estimating the Renewable Energy Potential in Africa A GIS-based approach, copyright, p27.

Jin, Z., Yang, D.L., Zhang, S.H. et Jian, X.G. (2008). Hydrophobic modification of poly (phthalazinone ether sulfone ketone) hollow fiber membrane for vacuum membrane distillation. *Journal of Membrane Science*, 310(1-2), 20–27.

Jonsson, A.S., Wimmerstedt, R. et Harrysson, A.C. (1985). Membrane distillation - a theoretical study of evaporation through microporous Membranes. *Desalination*, 56, 237-249.

Kakaç ,S ., Liu, H. et Pramuanjaroenkij, A. (2002). Heat Exchangers: Selection, Rating, and Thermal Design, Second Edition, Kindle Edition, CRC Press, USA, pp 43-75.

Kalogirou, S.A. (2014). Solar Energy Engineering: Processes and Systems, Second Edition, Academic Press- Elseveir, United Kingdom, pp 125-130.

Kasbadji, N. (1986). Etude théorique et expérimentale des performances instantanées de trois capteurs solaires plans a eau. Haut-commissariat à la recherche, Mémoire Magister.

Khayet, M. et Matsuura, T. (2004). Pervaporation and Vacuum Membrane Distillation Processes: Modeling and Experiments, *American Institute of Chemical Engineers*, 50(8), 1697-1712.

Khayet, M. et Matsuura, T. (2001). Preparation and characterization of polyvinylidene fluoride membranes for membrane distillation. *Industrial & Engineering Chemistry Research*, 40(24), 5710-5718.

Khayet, M. et Matsuura, T. (2011). Membrane Distillation Principles and Application, Elsevier, Amsterdam, pp 324-356.

Khayet, M. (2011). Membranes and theoretical modeling of membrane distillation: a review. *Advances in Colloid and Interface Science*, 164(1-2), 56–88.

Khayet, M., Godino, M.P.et Mengual, J.I. (2003). Possibility of nuclear desalination through various membrane distillation configurations: a comparative study.*International Journal of Nuclear Desalination*, 1(1), 30 – 46.

Khayet, M., Khulbe, K.C. et Matsuura, T. (2004). Characterization of membranes for membrane distillation by atomic force microscopy and estimation of their water vapor transfer coefficients in vacuum membrane distillation process. *Journal of Membrane Science*, 238(1-2), 199–211.

Kertous, M.2013. Analyse des déterminants de la demande d'eau potable en Algérie : Une approche par panels dynamiques ; *Revue des sciences de l'eau Journal of Water Science*, 26(3), (2013) 193-207

Klein, S. (1975). Calculation of flat-plate collector loss coefficients. *Solar Energy*, 27(1), 69–71.

Koschikowski, J., Wieghaus, M. et Rommel, M. (2009). Membrane distillation for solar desalination, in: A. Cipollina, G. Micale, L. Rizzuti (Eds.), Seawater Desalination, Green Energy and Technology, C@ Springer-Verlag, Berlin & Heidelberg, cited by Abu-Zeid , M .A .E., Zhang, Y., Dong, H ., Zhang, L., Chen, H.L. et Hou, L. (2014) .A comprehensive review of vacuum membrane distillation technique. *Desalination*, 356, 1-14.

Koschikowski, J., M. Wieghaus, M. et Rommel, M (2003). Solar thermal-driven plants based on membrane distillation. *Desalination*, 156(1-3), 295-304.

Koschikowski, J., Wieghaus, M .et Rommel, M. (2003). Solar thermal-driven desalination plants based on membrane distillation. *Desalination*, 156(1-3), 295 :304.

Kotz C.J. et Treichel J.R .(2006).Chimie générale, Edition de la Chenelière INC De Boeck, Bruxelles, p 233.

Kouzrit, D. (2017). L'eau et l'espace agraire dans la vallée du M'Zab : cas de la palmeraie de Ghardaïa, Mémoire de Magister.

Lawson, K.W. et Lloyd, D.R. (1996). Membrane distillation. I. Module design and performance evaluation using vacuum membrane distillation. *Journal of Membrane Science*.120(1), 111-121.

Lawson, K.W. et Lloyd, D.R. (1997). Membrane distillation. *Journal of Membrane Science*, 124(1), 1 -25.

Lee, J.G. et Kim, W.S. (2013). Numerical modeling of the vacuum membrane distillation process. *Desalination*, 331, 46–55.

Li, B. et Sirkar, K.K. (2005). Novel membrane and device for vacuum membrane distillation based desalination process. *Journal of Membrane Science*, 257 (1-2), 60–75.

Li, J., Xu, Z., Liu, Z., Yuan, W., Xiang, H., Wang, S. et Xu, Y. (2003). Microporous polypropylene and polyethylene hollow fiber membranes : Part 3. Experimental studies on membrane distillation for desalination. *Desalination*, 155(2), 153-156.

Li, G et Lu, L.(2020). Modeling and performance analysis of a fully solar-powered stand-alone sweeping gas membrane distillation desalination system for island and coastal households. Energ Convers and Manage 205:112375.

Ma, Q., Ahmadi, A. et Cabassud, C. (2018). Direct integration of a vacuum membrane distillation module within a solar collector for small-scale units adapted to seawater desalination in remote places : Design, modeling & evaluation of a flat-plate equipment. J Membrane Sci 564: 617–633.

Martínez-Díez, L. et Vázquez-González, M. I. (1999). Temperature and concentration polarization in membrane distillation of aqueous salt solutions. *Journal of Membrane science*, 156(2), 265-273.

Mengual, J.I., Khayet, M. et Godino, M.P. (2004). Heat and mass transfer in vacuum membrane distillation. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 47(4), 865–875.

Mericq, J.P., Laborie, S. et Cabassud, C. (2011). Evaluation of systems coupling vacuum membrane distillation and solar energy for seawater desalination. *Chemical Engineering Journal*, 166(2), 596-606.

Mericq, J.P., Laborie, S. et Cabassud, C. (2010). Vacuum membrane distillation of seawater reverse osmosis brines. *Water Research*, 44(18), 5260-5273.

Miladi, R., Frikha, N .,Gabsi, S.(2019). Energetic performance analysis of seawater desalination with a solar membrane distillation, *Energy Conversion and Management*, 185, 143-154.

Mohammadi, T. et Akbarabadi, M. (2005). Separation of ethylene glycol solution by vacuum membrane distillation (VMD). *Desalination*, 181(1-3), 35-41.

Mohammadi, T. et Safavi, M.A. (2009). Application of Taguchi method in optimization of desalination by vacuum membrane distillation. *Desalination,* 249(1),83-89.

Nash, J. E. et Sutcliffe, J. V. (1970). River flow forecasting through conceptual models 1. Discussion of principle. *J Hydrol* 273, 282-290.

Naimi Ait-Aoudia, M. et Berezowska-Azzag, E. (2016). Water resources carrying capacity assessment: The case of Algeria's capital city. *Habitat International*, 58, 51-58.

Ouali, S. (2006) étude géothermique du sud de l'algérie, université M'hamed Bouguerra Boumerdes**,** Mémoire de Magister.

Oxford Business group. (2012). The Report: Algeria 2012, pp 50-78.

Prakash, J. et Garg, H.P. (2006). Solar Energy: Fundamentals and Applications. Tata McGraw-Hill Education, p64.

Perrin De Brichambaut, Ch. et Vauge, Ch. (1982). Le gisement solaire : évaluation de la ressource énergétique (The solar field: Evaluation of the energy resource), Technique et Documentation (Lavoisier), 95008 Paris.

Qtaishat, M. R. et Banat, F. (2013). Desalination by solar powered membrane distillation systems. *Desalination*, 308(2), 186–197.

Ramezanianpour, M. et Sivakumar, M. (2015). Energy evaluation and treatment efficiency of vacuum membrane distillation for brackish water desalination. *Journal of Water Reuse and Desalination*, 0.5(2), 119-131.

Sadi, A et Kehal, S. (2002). Retrospectives and potential use of saline water desalination in Algeria. *Desalination*, 152(5), l-56.

Schofield, R.W., Fane, A.F. et Fell, C.J.D. (1987). Heat and mass transfer in membrane distillation. *Journal of membrane science*, 33(3), 299-313.

Schofield, R.W., Fane, A.G., Fell, C.J.D. et Macoun, R. (1990). Factors affecting flux in membrane distillation. *Desalination*, 77, 279-294.

Seavey, K.C. et Liu, Y.A. (2008). Step-Growth Polymerization Process Modeling and Product Design. John Wiley & Sons, Hoboken, NJ, p475.

Shim, S.M., Lee, J.G. et Kim, W.S. (2014). Performance simulation of a multi-VMD desalination process including the recycle flow. *Desalination*, 338, 39–48.

Soni, V., Ablidskova, J., Jonssona, G. et Gania, R. (2007). A Hierarchal approach based on reverse design algorithm for simultaneous design and analysis of product and processes. *Computer Aided Chemical Engineering*, 24, 461-466.

Soni, V., Abildskov, J., Jonsson, G. et Gani, R. (2008). Modeling and analysis of vacuum membrane distillation for the recovery of volatile aroma compounds from black currant juice. *Journal of Membrane Science*, 320(1-2), 442–455.

Sekkoum, K., Talhi, M.F., Cheriti, A., Bourmita,Y., Belboukhari, N., Boulenouar, N. et Taleb, S.(2012). Water in Algerian Sahara: Environmental and Health Impact, Chapter 10, *Advancing Desalination* edited by Robert,Y, 2012Intech , Croatia.

Srisurichan, S., Jiraratananon, R. et Fane, A.G. (2006). Mass transfer mechanisms and transport resistances in direct contact membrane distillation process, *Journal of Membrane Science*, 277(1-2), 186–194.

Theodore, L. (2011). Heat Transfer Applications for the Practicing Engineer, John Wiley & Sons, Canada, First Edition, p644.

Tiwari, G.N., Tiwari, A. et Shyam.(2016). Handbook of Solar Energy: Theory, Analysis and Applications, Springer, Singapore, pp 246-291.

Trambouze, P. (1999) Raffinage du pétrole Tome 4 - Matériels et équipements, Éditions TECHNIP, Paris, p275.

Upadhyaya, S., Singh, K., Chaurasia, S.P., Agarwal, M., Kumar, R. et Dohare, R.K (2011). Parametric Sensitivity Analysis of Vacuum Membrane Distillation for Desalination. *International Conference on Chemical. Ecology and Environmental Sciences*, Pattaya Dec ,247-451.

Wang, X., Zhang, L., Yang, H. et Chen, H. (2009). Feasibility research of potable water production via solar-heated hollow fiber membrane distillation system. *Desalination*, 247(1-3), 403-411.

Wang, Y., Xu, Z., Lior, N. et Zeng, H. (2015). An experimental study of solar thermal vacuum membrane distillation desalination. *Desalination and Water Treatment*, 53, 887–897.

Wirth, D. et Cabassud, C. (2002). Water Desalination using membrane distillation: Comparison between inside/out and outside/in permeation, *Desalination*, 147(1-3), 139–145.

World Bank, (2007). Making the most of scarcity accountability for better water management results in the Middle East and North Africa. MENA Development Report, Washington DC, pp14-34.

Willmott C.J. (1982) Some comments on the evaluation of model performance. Bull Am Meteorol Soc 64:1309–1313.

Xu, Y., Zhu, B.K. et Xu, Y.Y. (2006). Pilot test of vacuum membrane distillation for seawater desalination on a ship. *Desalination*, 189(1-3), 165-169.

Zhang, J., Li, J.D., Duke, M., Hoang, M., Xie, Z., Groth, A ., Tun, C. et Gray, S. (2013) Modelling of vacuum membrane distillation. *Journal of Membrane Science*, 434, 1–9.

Zhao, Z., Heinzl, W., Wenzel, M., Büttner, S., Bollen, F., Lange, G., Heinzl, S. et Sarda, N. (2013). Experimental study of the Memsys vacuum-multi-effect-membrane-distillation (V-MEMD) module. *Desalination*, 323, 150–160.