

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DELA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ÉCOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE



Département automatique



MÉMOIRE DE PROJET DE FIN D'ÉTUDES
Pour l'obtention du diplôme
D'INGÉNIEUR D'ÉTAT EN AUTOMATIQUE

Thème :

**OBSÉRVATION ET DIAGNOSTIC
D'UN SYSTÈME DE DESSALEMENT
(DCMD)**

Proposé et dirigé par :

Mr. M.Chakir

Pr. M.S.Boucherit

Etudié par :

Abadli Merouane

Slimani Abderrahmane

Soutenu publiquement le 21 juin 2016 devant un jury composé de :

Pr. M.Tadjine

Dr B. Hemici.....

Mr M. Chakir.....

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

... Président

... Examinateur

... Encadreur

... Encadreur

JUIN 2016

*Laboratoire de Commande des Processus
Ecole Nationale Polytechnique, 10, AV. Hassen Badi, El-Harrach, Algérie.*

Remerciements

Le travail présenté dans ce mémoire a été réalisé au sein du laboratoire de commande des processus de l'Ecole Nationale Polytechnique d'Alger, sous la direction de M_r M. Chakir, et de Monsieur M_r M.S Boucherit enseignants à l'ENP.

Nous tenons à remercier ALLAH le tout puissant de nous avoir donné la foi, la santé, la volonté et la patience pour mener à bien ce travail. Nos reconnaissances et vifs remerciements vont à nos encadreurs M_r M. Chakir et M_r M.S Boucherit, ainsi que M_r M. Tadjine pour l'aide précieuse qu'ils nous ont apporté, leur disponibilité, leur soutien, et leurs encouragements.

Nous exprimons bien évidemment toute notre gratitude à tous nos enseignants de l'école nationale polytechnique d'Alger pour le savoir qu'ils nous ont transmis durant nos trois ans d'études.

Nos remerciements s'adressent aussi aux membres du jury qui nous font l'honneur d'évaluer notre travail.

Nous témoignons notre profonde gratitude au professeur Bouchouata qui nous a quittés cette année, plus qu'un professeur, c'était une figure paternelle, un ami, un mentor.

Nous tenons à remercier de manière particulière nos chers parents, frères et sœurs respectives "que Dieu les protège" qui ont toujours été là pour nous et qui nous ont donné un magnifique modèle de persévérance, en nous soutenant pendant toutes ces années d'études. On espère qu'ils trouvent dans ce mémoire toute notre reconnaissance et tout notre amour.

Et enfin, nous remercions tous les membres du Club d'Activités Polyvalentes de l'ENP, l'essence de notre motivation.

ملخص :

كل التحديات التي تواجهها الانسانية خلال السنوات الماضية تتجه نحو ندرة المياه الشروب، لهذا التطوير التكنولوجي في مجال تحلية مياه البحر يعتبر أولوية من اجل إدارة افضل للموارد المائية.

تعد DCMD تقنية منخفضة الكلفة و موفرة للطاقة مقارنة مع تقنيات التقطير المعتادة، بيد أنها لم تلق بعد استعمالا صناعيا واسعا. الفهم المتعمق ل DCMD أمر ضروري، و لهذا الغرض تمذجة مراحل ظواهر النقل تكون جد مفيدة.

العمل المقدم في هذه الأطروحة يقترح نموذجا ثنائي البعد في فضاء الحالة، مع أخذ ظواهر نقل المادة و الحرارة بعين الاعتبار. نتائج المحاكاة جاءت مقارنة للنتائج التجريبية. و يقترح هذا العمل أيضا وضع مراقب غير خطي غير معروف المدخل لتقييم درجة الحرارة داخل النظام DCMD حيث أعطى المراقب أيضا تنبؤا سليما لإنتاج المياه النقية. بعدها، يتناول العمل ظاهرة الترسبات كأحد المصادر الرئيسية المسؤولة عن انخفاض الإنتاج في أنظمة التقطير الغشائي. و أخيرا تم اقتراح طريقة اكتشاف و تشخيص الأعطاب في عملية DCMD عن طريق المراقب UIO، و هذا لتفادي الترسب في الأغشية.

كلمات مفتاحية : تقطير غشائي، تمذجة، نموذج الحالة، مراقب غير معروف المدخل، تشخيص الأعطاب.

Abstract :

The major concerns encountered by humanity in recent years are moving all toward the scarcity of water and the increase of its demand. Therefore, technological innovation in desalination is a primary need, in order to allow a better management of clean water resources.

The technology of DCMD is a low cost and energy saving alternative to conventional separation processes. This technology has a great potential in the development of desalination of sea water. However, this process is still in development, and has not a wide industrial application. The in-depth understanding of DCMD process is critical and for which modeling of transport phenomena can be helpful.

The work presented in this thesis proposes a bi-dimensional state space model of DCMD process, in which a simultaneous heat and mass transfer have been carried out. Simulations have shown a consistency between the proposed model results and the expected behavior based on experiments. This work also deals with the development of a nonlinear unknown input observer to estimate temperature profile inside the membrane distillation system. Subsequently, this work focuses on the fouling phenomena in MD as one of the major sources responsible for flux drop in membrane distillation systems. Finally, an UIO observer based method for fault detection and diagnosis in DCMD process is suggested, in order to prevent the fouling of the membranes.

Keywords: membrane distillation, modeling, state space model, unknown input observer, fault detection

Résumé :

Les préoccupations majeures rencontrées par l'humanité ces dernières années s'orientent toutes vers la rareté de l'eau et la hausse de sa demande. Par conséquent, l'innovation technologique dans le domaine du dessalement est un besoin primordial, et ce afin de permettre une meilleure gestion des ressources d'eau potable.

La technologie de DCMD est une alternative économique en termes de coût et de besoins énergétiques comparée aux procédés de séparation classiques. Cette technologie possède un grand potentiel dans l'avancement du dessalement des eaux de mer. Cependant ce procédé étant toujours en développement n'a pas une large application industrielle. La compréhension approfondie des phénomènes de transfert dans la DCMD est essentielle dont la modélisation peut être utile. Le travail présenté dans ce mémoire propose un modèle d'état bidimensionnel du processus DCMD, dans lequel les transferts de masse et de chaleur simultanés ont été pris en considération. Les simulations ont montré une cohérence entre les résultats du modèle proposé et les données expérimentales. Ce travail traite également de l'élaboration d'un observateur non-linéaire à entrée inconnue, ce afin d'estimer le profil de température à l'intérieur du système de distillation membranaire. Par la suite, ce travail se concentra sur le phénomène de fouling comme l'une des principales sources de chute de flux dans les systèmes de distillation membranaire. Enfin, une méthode de diagnostic et détection de défauts à base d'observateur UIO a été proposée pour le processus DCMD pour prévenir l'encrassement des membranes.

Mots clés : distillation membranaire, modélisation, modèle d'état, observateur à entrée inconnue, diagnostic de défauts.

TABLE DE MATIÈRES

| | |
|---|-----------|
| Table des figures | 8 |
| 1 Généralités sur le dessalement | 16 |
| 1.1 Les technologies de dessalement | 19 |
| 1.1.1 Procédés de distillation thermiques | 19 |
| 1.1.2 Les procédés membranaires | 19 |
| 1.2 La distillation membranaire (MD) | 20 |
| 1.2.1 Concept et mécanisme de la distillation membranaire | 21 |
| 1.2.2 Configuration de la distillation membranaire (MD) | 22 |
| 1.2.3 Etude comparative | 27 |
| 1.2.4 Membranes utilisés dans la distillation membranaire | 27 |
| 1.2.5 Avantages de la distillation membranaire | 27 |
| 1.2.6 Les défis de la MD | 30 |
| 2 Etude et Modélisation du système de DCMD | 31 |
| 2.1 Introduction | 32 |
| 2.2 Quelques approches de modélisation du système du DM | 32 |
| 2.3 Le modèle théorique | 33 |
| 2.3.1 Les phénomènes de transfert dans le processus DCMD | 33 |
| 2.3.2 Les condition aux limites | 39 |
| 2.4 Le Développement du Modèle d'état | 40 |
| 2.4.1 La formulation | 40 |
| 2.4.2 Le Modèle d'état | 41 |
| 2.5 La simulation et validation du modèle | 43 |
| 2.5.1 Approches de simulations | 45 |

| | | |
|----------|---|-----------|
| 2.6 | Conclusion | 55 |
| 3 | Surveillance de la station DCMD à travers un observateur à entrée inconnue | |
| | UIO | 56 |
| 3.1 | Introduction | 57 |
| 3.2 | La synthèse de l'observateur à entrée inconnue | 57 |
| 3.2.1 | Le principe de l'estimation d'état par l'UIO | 57 |
| 3.2.2 | L'observabilité des états | 58 |
| 3.2.3 | Le modèle de l'observateur à entrée inconnue UIO | 58 |
| 3.3 | Simulations et résultats | 60 |
| 3.3.1 | Simulation d'un sous système | 60 |
| 3.3.2 | Observation de la station DCMD | 63 |
| 3.4 | Conclusion | 67 |
| 4 | Diagnostic de défauts à base d'observateur UIO dans le Système DCMD | 68 |
| 4.1 | Introduction | 69 |
| 4.2 | Diagnostic des systèmes dynamiques | 69 |
| 4.3 | Notion de résidus | 70 |
| 4.4 | Générateur de résidu | 71 |
| 4.5 | La procédure de détection de défauts | 72 |
| 4.6 | La détection de défauts à base de modèles | 72 |
| 4.6.1 | La génération de résidus : | 73 |
| 4.6.2 | Analyse des résidus et la prise de décision : | 73 |
| 4.7 | Méthodes de génération de résidus | 73 |
| 4.7.1 | Espace de parité | 73 |
| 4.7.2 | L'estimation paramétrique | 73 |
| 4.7.3 | Observation-Reconstructeurs d'état | 74 |
| 4.8 | Défauts de la distillation MD | 74 |
| 4.8.1 | Polarisation de température | 74 |
| 4.9 | Le Fouling | 76 |
| 4.10 | Diagnostic de la station DCMD | 82 |
| 4.10.1 | Schéma de simulation | 82 |
| 4.11 | Génération de résidu | 83 |
| 4.11.1 | Diagnostic du fouling | 84 |
| 4.11.2 | Cas d'une mauvaise polarisation de température | 93 |
| 4.12 | Conclusion | 98 |

| | |
|---|------------|
| Bibliographie | 102 |
| Annexes | 106 |
| A Le développement du modèle d'état du système DCMD | 106 |
| A.1 Le Développement du modèle d'état | 106 |
| A.1.1 La formulation | 106 |
| A.1.2 Approximation des dérivées partielles | 107 |
| A.1.3 Les conditions aux limites | 108 |
| A.1.4 Approximation des paramètres variables | 108 |
| A.2 Le Développement du modèle d'état | 109 |
| A.2.1 Les équations du modèle d'état | 109 |
| A.2.2 La forme matricielle du Modèle | 110 |
| B L'observabilité du système DCMD | 112 |
| C Démonstration de la stabilité de l'observateur UIO | 114 |

LISTE DES TABLEAUX

| | | |
|-----|--|----|
| 1.1 | Étude comparative des configurations MD [1] | 28 |
| 2.1 | Les approches classiques de modélisation des processus MD [1] | 34 |
| 2.2 | Les caractéristique de la membrane [28] | 43 |
| 2.3 | les paramètres du système,leur valeurs numériques, leurs unités et leurs définitions [28] | 44 |
| 2.4 | La comparaison des températures de sorties des deux côtés entre les données expérimentales et les résultats du modèle (température d'entrée de côté chaud 60 °C, température d'entrée côté froid de 20 °C) | 54 |
| 4.1 | Les modèles de baisse du flux membranaire dans le cas du fouling pour une filtration tangentielle | 81 |

TABLE DES FIGURES

| | | |
|------|---|----|
| 1.1 | Rapport entre les besoins en eau et les ressources disponibles (1981-2010) | 17 |
| 1.2 | Capacité de dessalement mondiale par les différents procédés [1] | 18 |
| 1.3 | Évolution des coûts unitaires de production RO en fonction du temps [1] | 18 |
| 1.4 | Principe de la distillation membranaire [1] | 22 |
| 1.5 | Distillation membranaire à contact direct (DCMD) [1] | 23 |
| 1.6 | Distillation membranaire avec entrefer (AGMD)[1] | 24 |
| 1.7 | Distillation membranaire à balayage de gaz (SGMD)[1] | 25 |
| 1.8 | Distillation membranaire à vide (VMD) | 26 |
| 1.9 | Membrane pour la MD à base de polypropylène | 27 |
| 1.10 | Usine de distillation membranaire, installée à l'intérieur d'un conteneur de navire (emplacement : la Namibie) | 29 |
| 2.1 | Les mécanismes du transfert de masse dans les processus MD [1] | 35 |
| 2.2 | Arrangement en série et en parallèle des résistances dans le transfert de masse [1] | 36 |
| 2.3 | Arrangement en série et en parallèle des résistances dans le transfert de chaleur | 38 |
| 2.4 | Le schéma de l'emplacement des conditions aux limites du système | 40 |
| 2.5 | la subdivision du système de DCMD | 40 |
| 2.6 | la mise en cascade du système de DCMD | 41 |
| 2.7 | La géométrie du dispositif de DCMD | 43 |
| 2.8 | Logigramme de l'algorithme de simulation (régime statique) | 46 |
| 2.9 | Logigramme de l'algorithme de simulation pour chaque sous système (cas sta- tique) | 47 |
| 2.10 | distribution de la température en fonction du nombre de sous systèmes a) côté chaud b) côté froid | 48 |
| 2.11 | Évolution de la température sur la longueur de la membrane | 49 |

| | | |
|------|---|----|
| 2.12 | Évolution du flux massique sur la longueur de la membrane | 49 |
| 2.13 | Evolution du flux massique en fonction de la vitesse d'écoulement | 50 |
| 2.14 | Evolution du coefficient de transfert de masse et la différence de pression entre les deux côtés de la membrane en fonction de la vitesse d'écoulement | 50 |
| 2.15 | Logigramme de l'algorithme de simulation (régime dynamique) | 51 |
| 2.16 | La distribution de température dans le canal chaud(a) | 52 |
| 2.17 | Evolution de la température de sortie ($z=M$) en fonction du temps | 52 |
| 2.18 | Evolution du flux massique d'un sous système en fonction du temps | 53 |
| 2.19 | Evolution de la production de l'eau en fonction du temps | 53 |
| 2.20 | Comparaison entre données expérimentales de Hwang et al. [28] et le modèle d'état . L'erreur absolue est inférieure à 5% entre les deux lectures | 54 |
| | | |
| 3.1 | Schéma de simulation d'un sous système DCMD | 61 |
| 3.2 | États du sous système simulé et son estimé dans le côté chaud | 61 |
| 3.3 | États du sous système simulé et son estimé dans le côté chaud | 62 |
| 3.4 | Erreur d'estimation des états dans les deux côtés de la membrane | 62 |
| 3.5 | Paramètres du maillage utilisés pour la simulation | 63 |
| 3.6 | Erreur d'estimation sur l'entrée du système dans les deux côtés de la membrane | 64 |
| 3.7 | L'entrée et l'entrée estimé du système dans les deux côtés de la membrane | 64 |
| 3.8 | Erreur d'estimation sur l'entrée du système dans les deux côtés de la membrane | 65 |
| 3.9 | Flux massique d'un sous système et son estimé | 65 |
| 3.10 | Gradient de température dans le côté chaud donné par le système et l'observateur UIO | 66 |
| 3.11 | Gradient de température dans le côté froid donné par le système et l'observateur UIO | 66 |
| | | |
| 4.1 | Principe général du diagnostic [50] | 70 |
| 4.2 | Schéma fonctionnel d'un observateur générateur de résidus [50] | 74 |
| 4.3 | La relation entre la température d'entée du coté chaude et le TPC. | 76 |
| 4.4 | La relation entre la vélocité et le TPC. | 76 |
| 4.5 | La relation entre la vélocité et le TPC [refr] | 77 |
| 4.6 | Les différentes natures du fouling avec les zones a,b,c et M, où le fouling est une combinaison des différents type[32] | 79 |
| 4.7 | Les quatre mécanismes du fouling : (a) Blocage complet du Pore, (b) Blocage interne du Pore, (c) Blocage Partiel du pore, (d) Couche du Gâteau. | 79 |
| 4.8 | Schéma de la procédure de diagnostic à base d'observateur UIO | 83 |
| 4.9 | Schéma explicatif du module de diagnostic (résidu) | 84 |

| | | |
|------|--|-----|
| 4.10 | Chute du flux massique selon le type de fouling | 85 |
| 4.11 | Les sous systèmes sains (blanc) et défectueux (rouge) | 85 |
| 4.12 | Evolution du flux massique dans un sous système deffectueux | 86 |
| 4.13 | Les sorties du systèmes et leurs estimés en absence des défauts | 86 |
| 4.14 | Le résidu en absence des défauts | 87 |
| 4.15 | Les sorties du système et leurs estimés en présence des défauts | 88 |
| 4.16 | Le résidu en présence des défauts | 88 |
| 4.17 | Variation du flux dans le cas de fouling type (A) dans un sous système | 89 |
| 4.18 | Le résidu en présence de défauts dans 30 % des pores | 90 |
| 4.19 | Variation du flux dans le cas de fouling type (B) dans un sous système | 90 |
| 4.20 | Le résidu en présence de défauts dans 50 % des pores | 91 |
| 4.21 | Variation du flux dans le cas d'un fouling type (D) avec une variation lente | 92 |
| 4.22 | Le résidu en présence de défauts dans 30 % des pores avec une variation lente du flux | 92 |
| 4.23 | Le flux massique dans un des sous systèmes | 93 |
| 4.24 | Le coefficient de polarisation de température TPC dans le cas de mauvais choix des entrées | 94 |
| 4.25 | Le résidu dans le cas d'une chute du TPC à cause de mauvais choix des entrées | 95 |
| 4.26 | Le flux massique dans un des sous systèmes | 96 |
| 4.27 | Le coefficient de polarisation de température TPC dans le cas d'une faible vitesse d'écoulement | 96 |
| 4.28 | Le résidu dans le cas d'une chute du TPC à cause d'une faible vitesse d'écoulement | 97 |
| A.1 | la subdivision du système de DCMD | 107 |

ABRÉVIATIONS

| Abréviation | Définition |
|--------------------|---|
| MSF : | Flash à multiple étages. |
| MED : | Distillation à effets multiples. |
| VC : | Compression de vapeur. |
| RO : | Osmose inverse. |
| ED : | Electrodialyse. |
| ppm : | Partie par million. |
| MD : | Distillation membranaire. |
| DCMD : | Direct Contact Membrane Distillation. |
| AGMD : | Air Gap Membrane Distillation. |
| SGMD : | Sweeping Gas Membrane Distillation. |
| VMD | Vaccum Membrane Dsitillation. |
| PP : | Polypropylène. |
| PVDF : | Fluorure de polyvinylidène. |
| PTFE : | Polytetrafluoroethylene. |
| NF : | Nano-filtration. |
| UF : | Ultrafiltration. |
| MF : | Microfiltration. |
| MFP : | Mean Free Path. |
| Sat | Saturation. |
| TPC : | Coefficient de polarisation de température. |
| LMI | Inégalités Matricielles Linéaires. |
| UIO : | Observateur à entrée inconnue. |

NOTATIONS ET SYMBOLES

| Paramètres | Définition | Unité | |
|------------|--|---------------------|---------------|
| M | Nombre de Sous-système. | / | |
| N | Nombre d'états pour chaque sous-système. | / | |
| d_a | Hauteur du canal du l'eau chaude. | m | |
| d_b | Hauteur du canal du l'eau froide. | m | |
| L | Longueur du canal. | m | |
| dx | Le pas entre deux lignes. | m | |
| dz | Le pas entre deux colonnes. | m | $T_{a,in}$ |
| W | Largeur du canal. | m | $T_{b,in}$ |
| r | le rayon du Pore. | m | T_m |
| δm | Épaisseur des la membrane. | m | P_1^{sat} |
| ϵ | Porosité de la membrane. | / | P_2^{sat} |
| τ | la tortuosité de la membrane. | / | P_m |
| k_m | la conductivité thermique de la membrane. | $W.K^{-1}.m^{-1}$ | jT_i |
| ρ_a | la densité de l'eau de mer. | $Kg.m^{-3}$ | $^jx_{s,i}$ |
| ρ_b | la densité de l'eau pure. | $Kg.m^{-3}$ | $^j\theta_s$ |
| k_a | conductivité thermique de l'eau de mer. | $W.m^{-1}.K^{-1}$ | $^j\Psi_s$ |
| k_c | conductivité thermique de l'eau pure. | $W.m^{-1}.K^{-1}$ | J |
| $C_{p,a}$ | Capacité calorifique du flux d'eau de mer. | $J.Kg^{-1}.K^{-1}$ | \mathcal{J} |
| $C_{p,b}$ | Capacité calorifique du flux de l'eau pure. | $J.Kg^{-1}.K^{-1}$ | |
| τ | la tortuosité de la membrane. | / | |
| R | la constante des gaz parfaits. | $J.mol^{-1}.K^{-1}$ | |
| v_b | la vitesse de l'eau pure. | m/s | |
| λ | la Chaleur latente de l'eau. | $J.Kg^{-1}$ | |
| η | la Viscosité de la vapeur d'eau. | $N.s.m^{-2}$ | |
| α | le coefficient de transfert de chaleur par convection. | $W.m^{-2}.K^{-1}$ | |

INTRODUCTION GÉNÉRALE

L'eau couvre environ deux tiers de la surface de la terre. Cependant, 97,5 % du stock d'eau de la planète est salée et seule une fraction correspondant à 2,5 % se compose d'eau douce. De plus, deux tiers de celle-ci se trouvent dans les calottes glaciaires et les glaciers, et seulement 0,3 % peut être utile. Malheureusement, le monde est sur le point de manquer d'eau. L'homme pollue, épuise, et détourne les réserves d'eau douce rapidement, créant d'immenses nouveaux déserts et générant le réchauffement de la planète. Dans de nombreuses régions du monde, les eaux de surface sont trop polluées pour pour l'utilisation humaine. 90 % des eaux usées dans les pays du tiers monde sont déchargées sans aucun traitement. 80 % des eaux de surface de la Chine et 75 % de ceux d'Inde sont trop pollués pour l'utilisation quotidienne. L'histoire est la même dans la plupart des pays d'Afrique, le Moyen-Orient et l'Amérique latine [2].

Autour du monde, environ 780 millions de personnes ne peuvent pas accéder à l'eau potable, 1.1 milliard de personnes ne disposent pas des installations nécessaires pour améliorer la qualité de l'eau, et 2.6 milliards sont en cours d'assainissement [1, 2]. Tous ces problèmes mentionnés mènent à une alarme critique et globale pour la disponibilité des ressources en eau douce. Par conséquent, le besoin en innovation technologique est primordial, afin de permettre une meilleure gestion des ressources d'eau potable.

La technologie de séparation membranaire a un grand potentiel dans l'amélioration de dessalement des eaux de mer et le traitement des eaux résiduares, afin d'améliorer l'efficacité d'enlèvement des impuretés aussi bien que pour augmenter l'approvisionnement en eau par l'intermédiaire de l'utilisation des ressources d'eau non-usuelles [3]. Plusieurs technologies à base de membranes telles que la microfiltration (MF), l'ultrafiltration (UF), la nano filtration (NF), l'osmose inverse (RO), et la distillation membranaire (MD) sont actuellement appliquées à ces fins. Parmi les technologies membranaire d'actualité, le processus de la MD présente plusieurs aspects et caractéristiques attirantes comparés aux autres techniques [2]. Un effort croissant de recherches est conduit pour la fabrication de nouvelles membranes [1], la conception de modules plus efficaces et l'optimisation de l'exécution du processus de la MD pour les buts mentionnés (dessalement et traitement des eaux résiduares et l'eau de mer).

La majorité des travaux de recherche ont porté sur l'optimisation de l'hydrodynamique et l'étude de l'effet des diverses configurations et géométries des modules MD, alors que moins d'entre eux ont tenté d'acquérir une meilleure compréhension des mécanismes donnant lieu à l'amélioration du transfert de masse à l'intérieur des pores de la membrane. Dans ce travail, nous consacreront notre étude sur un type de configuration MD appelé la distillation membranaire à contact direct (DCMD), en introduisant un modèle d'état dynamique et validé expérimentalement afin d'étudier les différents phénomènes de transfert dans le processus DCMD. Le modèle servira au développement d'un observateur d'état à entrée inconnue (UIO), qui permettra d'estimer les variations des paramètres internes du système non-accessibles à la mesure.

Le modèle d'état, ainsi que l'observateur présentés dans ce travail pourraient fournir beaucoup d'informations intéressantes pour le développement des modules de membranes, ainsi que pour l'amélioration des performances du processus DCMD. Ce travail propose également une approche pratique

de diagnostic de défauts dans les modules DCMD, à travers l'observateur d'état proposé.

Ainsi, la mémoire s'articule autour de quatre chapitres :

Dans le premier chapitre, nous présentons un état art sur le dessalement de l'eau de mer, et les technologies de dessalement utilisés dans l'industrie. Par la suite, nous exposons la technologie de distillation membranaire (MD), son principe de fonctionnement, ainsi que les différentes configurations de la MD avec une comparaison entre elles. Nous terminerons ce chapitre par une présentation des avantages et inconvénients de la MD, et les perspectives de la technologie.

Dans le deuxième chapitre, nous présentons les différentes approches de modélisation des systèmes MD, ainsi qu'une étude comparative des modèles proposés dans la littérature. Par la suite nous introduisons les équations qui représentent les différents phénomènes de transfert dans le système, afin de construire un modèle d'état dynamique. Des simulations des différents phénomènes de transfert ont été présentées, ainsi qu'une validation expérimentale du modèle proposé.

Le troisième chapitre est consacré à la synthèse d'un observateur d'état à entrée inconnue (UIO), dédié à l'estimation de la dynamique de la station DCMD. L'idée principale est d'estimer l'état du système en se basant sur sa sortie. Les résultats obtenus par les développements théoriques sont validés par simulation.

Le quatrième chapitre couvre dans sa première partie la présentation des différents défauts des modules MD trouvés dans la littérature (Polarisation de la température et le fouling), et l'étude de leur effet sur la production de l'eau par la suite un modèle qui régit le transfert de masse à travers la membrane en présence des différents types de fouling sera élaborer. La deuxième partie concerne l'utilisation de l'observateur (UIO) pour la génération d'un résidu qui sert comme un indicateur de l'état (sain ou défaillant) du processus DCMD. Les simulation des différents défauts et leur détection est présentée à la fin de ce chapitre.

Et enfin, nous terminerons par une conclusion générale, récapitulant ce qui a été réalisé, ainsi que les éventuelles pour les développements à venir.

CHAPITRE 1

GÉNÉRALITÉS SUR LE DESSALEMENT

Produire l'eau douce à partir de l'eau saline (dessalement), et le traitement des eaux usées et leur recyclage est devenu de plus en plus important pour la vie humaine.

À la recherche de nouvelles sources d'approvisionnement en eau, le dessalement de l'eau saline est de plus en plus reconnu comme une option viable. Les coûts de dessalement ont diminué de façon remarquable durant les dernières décennies.

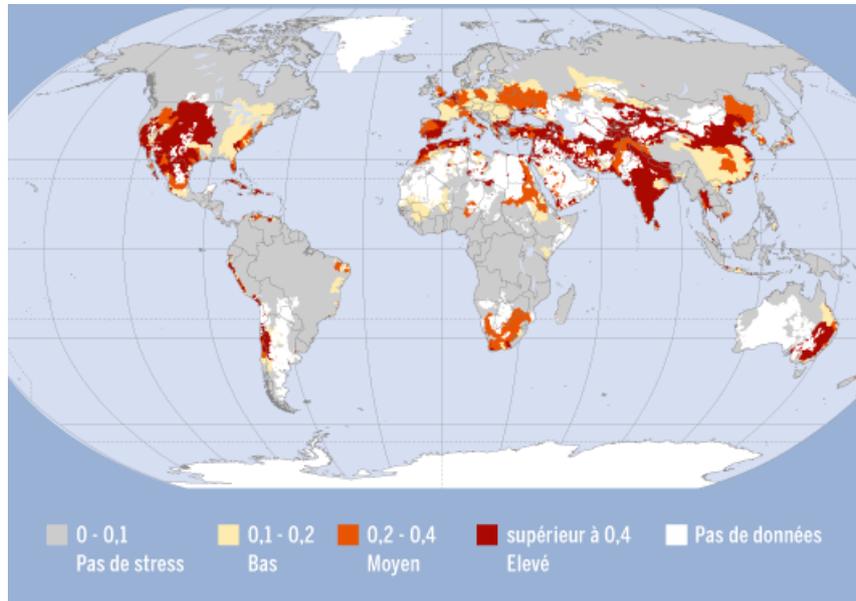
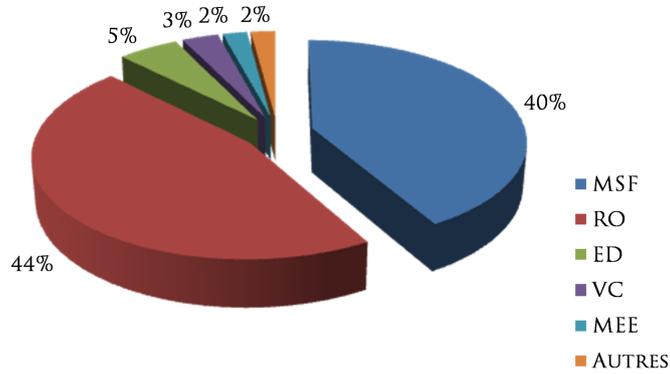


FIGURE 1.1 – Rapport entre les besoins en eau et les ressources disponibles (1981-2010)

Le dessalement produit l'eau douce à partir de l'eau de mer ou l'eau souterraine saumâtre [3]. L'eau de mer et l'eau souterraine saumâtre sont dessalées à l'aide de deux approches différentes :

- la distillation par les procédés thermiques (par évaporation)
- les procédés membranaires.

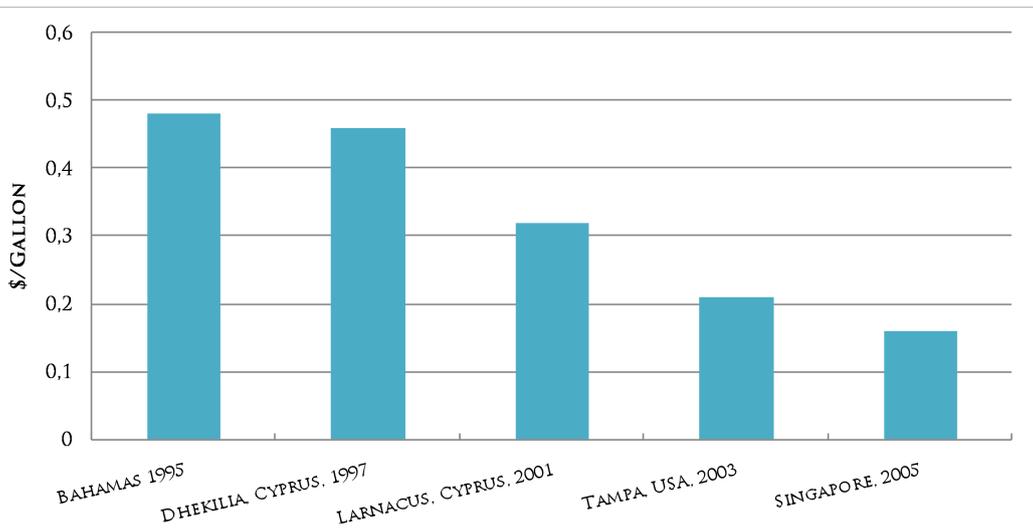
En comparant la capacité des différentes approches, la distillation membranaire par osmose inverse (RO) mène avec 44 % de la capacité mondiale, suivie de près par un processus thermique appelée « multi stage flash » (MSF) avec 40 % de la capacité totale. Les autres 16 % sont répartis entre les autres processus, tels que l'électrodialyse (ED, 5 %), la compression de vapeur, (3 %), un processus appelé la distillation multi-effets (MEE, 2 %), et d'autres partiellement nouveaux concepts (Figure 1.2) [4].



SOURCE : IDA 2002

FIGURE 1.2 – Capacité de dessalement mondiale par les différents procédés [1]

Avec le développement de la technologie des membranes, le coût de l'obtention de l'eau douce à l'aide du processus de dessalement membranaire a considérablement diminué tout au long des deux dernières décennies (Figure 1.3).



SOURCE : CRWPPC

FIGURE 1.3 – Évolution des coûts unitaires de production RO en fonction du temps [1]

1.1 Les technologies de dessalement

Le dessalement de l'eau peut être défini comme un processus qui permet d'obtenir de l'eau douce à partir de l'eau de mer, l'eau saumâtre, ou des eaux usées traitées, en éliminant les minéraux dissous (comme le NaCl).

Un certain nombre de technologies a été mis en place pour les fins de dessalement.

Les technologies de dessalement actuelles peuvent être divisées en :

- Procédés thermiques, qui évaporent l'eau pour la séparer de la solution du sel qui reste dans la saumure.
- les procédés de filtration membranaires, qui utilisent une membrane comme agent de séparation.

1.1.1 Procédés de distillation thermiques

Environ la moitié de la capacité de dessalement mondiale utilise le processus de distillation thermique pour produire de l'eau douce à partir de l'eau de mer. Les procédés thermiques sont les principales technologies de dessalement, et sont utilisées dans tout le Moyen-Orient, ces technologies peuvent produire une haute pureté avec des coûts de carburant relativement faibles.[51] Il existe trois procédés thermiques principaux :

1. L'évaporation flash multi-étages (MSF)
2. La distillation à effet multiple (MED)
3. La compression de vapeur (VC)

1.1.2 Les procédés membranaires

Les processus de dessalement membranaires sont des techniques nouvelles en comparaison avec les processus de distillation thermiques, telles que la MSF, MED et VC.

Au cours des 50 dernières années, d'immenses progrès ont été réalisés dans le domaine de la technologie des membranes. En fait, l'osmose inverse (RO) représente le segment ayant la croissance la plus rapide du marché de dessalement. En 2002, 43,5 % de l'ensemble des usines de dessalement de l'eau en cours d'utilisation ont été des usines RO [5]. La technologie des membranes peut être utilisée pour le dessalement de l'eau de mer et l'eau saumâtre. Toutefois, elle est plus utilisée pour dessaler l'eau saumâtre parce que la consommation d'énergie est proportionnelle à la teneur en sel de l'eau d'alimentation.

La technologie des membranes est également en mesure d'éliminer les micro-organismes et les contaminants organiques de l'eau d'alimentation. En comparaison avec les processus de distillation thermiques, la technologie de dessalement membranaire a réduit les coûts en capital et nécessite moins d'énergie. Cependant, la salinité de l'eau produit est plus élevée pour le dessalement membranaire (<500 ppm TDS) que celle produite par des techniques thermiques (<25 ppm TDS) [6, 51].

Les procédés membranaires principaux sont l'osmose inverse (RO), l'électrodialyse (ED), et la distillation membranaire (MD).

La MSF et la RO sont les plus utilisés. Ces deux technologies comptent 87 % de la capacité de dessalement dans le monde entier.

Les processus membranaires, particulièrement la RO, continuent à prendre les parts de marché de dessalement thermique, plus de 59 % des capacités nouvellement construites sont basés sur des procédés membranaires [3].

Puisque les processus de distillation thermiques consomment plus d'énergie, l'utilisation des procédés membranaires pour le dessalement a nettement augmenté au cours des dernières années.

Comme la pénurie d'énergie est de plus en plus grave, développer la technologie de dessalement à faible coût et énergie devient de plus en plus important. Parmi les axes de recherche dans ce domaine sont comme suit [7, 8].

- L'amélioration de la perméabilité des membranes.
- Améliorer ou élaborer de nouvelles méthodes pour réduire l'utilisation de l'énergie, ou la récupération d'énergie perdue.
- L'amélioration des méthodes de prétraitement et de post-traitement visant à réduire la consommation de produits chimiques.
- L'amélioration des matériaux dans les systèmes à osmose inverse.
- Le développement de nouvelles membranes
- Améliorer les méthodes de vérification d'intégrité.
- L'élaboration des membranes avec une meilleure résistance au fouling

1.2 La distillation membranaire (MD)

La distillation membranaire (MD) est un processus relativement nouveau qui est l'objet de nombreuses recherches dans le monde entier, comme c'est une alternative de séparation à faible coût, avec une grande économie d'énergie comparé aux méthodes conventionnelles comme la distillation avec l'osmose d'inversion (RO).

Cependant, la MD a également plusieurs limitations, qui ont comme conséquence un manque d'intérêt général pour le processus. La limite primaire résulte de la définition du phénomène lui-même : la solution à traiter doit être aqueuse, avec une quantité limitée de matières organiques pour éviter le mouillage de la membrane poreuse hydrophobe.

Par conséquent, malgré le rendement de la MD dans les applications de dessalement, les perspectives actuelles de l'intégration dans l'industrie de dessalement sont sombres.

Les progressions les plus importantes en technologie des MD auront lieu lorsque les industriels chercheront à trouver de nouveaux procédés moins coûteux et respectueux à l'environnement en comparaison avec les procédés actuels.

Ainsi, beaucoup de chercheurs consacrent leurs efforts pour la détermination de nouvelles applications pour les MD dans le secteur de médical, environnemental/ traitement des déchets, l'industrie alimentaire et l'industrie de dessalement.

Généralement, le processus MD pourrait utiliser les sources d'énergie naturelles telles que le vent, l'énergie solaire, l'énergie des marées, et l'énergie thermique industrielle de faible qualité (fumée) comme source de chaleur, car la température de fonctionnement des MD est relativement basse. Par conséquent, le potentiel pour le dessalement par le processus MD est très grand [2].

1.2.1 Concept et mécanisme de la distillation membranaire

Le concept de distillation membranaire (MD) est venu à partir du processus de distillation classique. Ces deux processus sont basés sur l'équilibre vapeur-liquide. Il y a un changement de phase dans le processus. Mais la température de fonctionnement dans la distillation membranaire est beaucoup inférieure que le point d'ébullition de la solution à traiter.

À Rome, le 5 mai 1986, IUPAC a donné la définition de la distillation membranaire comme suit. Le terme " Membrane Distillation" doit être appliqué aux opérations à membrane ayant les caractéristiques suivantes : [9]

- La membrane doit être poreuse
- La membrane ne doit pas être mouillée par les liquides du processus
- Pas de condensation capillaire à l'intérieur des pores de la membrane
- Seulement la vapeur devrait être transportée par les pores de la membrane poreuse
- la membrane ne doit pas altérer l'équilibre vapeur-liquide des différents composants dans les liquides de processus
- Au moins un côté de la membrane devrait être en contact direct avec le liquide de processus
- Pour chaque composant la force motrice est un gradient de pression partielle dans la phase vapeur.

Selon la définition, la membrane pour la MD devrait être fortement poreuse et hydrophobe.

Le mécanisme de la MD est montré sur la figure 1.4. Dans un processus de MD, la température du côté d'alimentation doit être plus haute que le côté perméat, et les composants volatils traversent la membrane sous forme de vapeur et se condensent sur l'autre côté de la membrane hydrophobe.

La distillation membranaire (MD) est divisée en quatre différents types de configurations, selon différentes méthodes de condensation [11]

1. Distillation membranaire à contact direct (DCMD)
2. Distillation membranaire avec entrefer (AGMD)
3. Distillation membranaire à balayage de gaz (SGMD),
4. Distillation membranaire à vide (VMD).

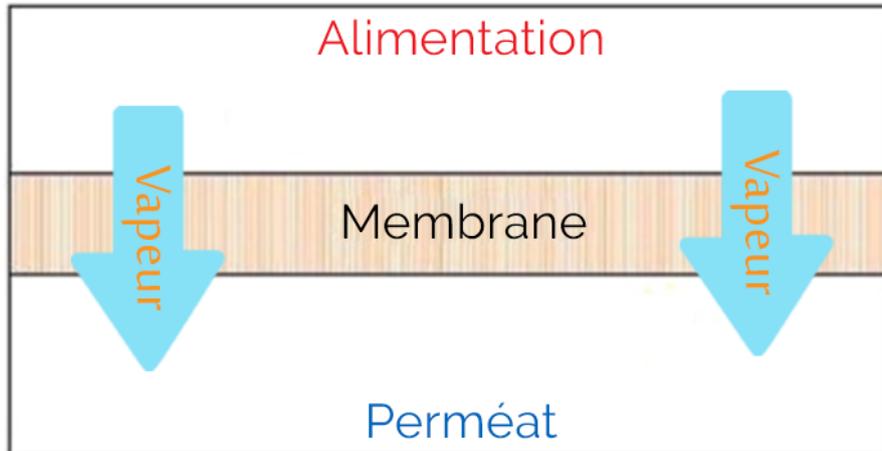


FIGURE 1.4 – Principe de la distillation membranaire [1]

1.2.2 Configuration de la distillation membranaire (MD)

Les quatre types de configurations de distillation membranaire sont comme suit [11] :

Distillation membranaire à contact direct (DCMD)

Dans le processus de DCMD, qui est le processus le plus utilisé pour le dessalement, Un côté de la membrane est en contact direct avec la solution d'alimentation et l'autre côté de la membrane est en contact direct avec le perméat, et le fluide de refroidissement. La température de la solution d'alimentation est plus haute que celle du côté perméat pour créer une force motrice pour le transport de la vapeur à travers la membrane. Puisque la membrane est la seule barrière entre les deux côtés (côté d'alimentation et côté perméat), le flux perméat obtenu dans DCMD est élevé.

Malheureusement, c'est également vrai pour le flux d'énergie par la conduction de chaleur, de sorte que la perte de chaleur dans DCMD est également très élevée. Cela signifie que la DCMD peut consommer une quantité significative d'énergie.

La figure 1.5 montre le mécanisme de DCMD.

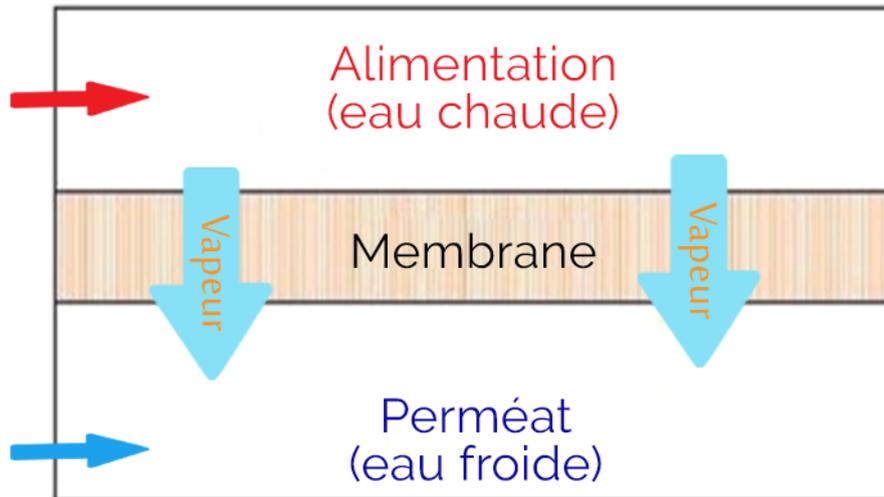


FIGURE 1.5 – Distillation membranaire à contact direct (DCMD) [1]

Distillation membranaire avec entrefer (AGMD)

Dans le processus AGMD, seule la solution d'alimentation est en contact avec la membrane. Le perméat est condensé sur une surface de refroidissement. Il y a un entrefer situé entre la membrane et la surface de refroidissement.

Ainsi, l'entrefer réduira la perte d'énergie par la conduction de chaleur à travers la membrane. Le principal inconvénient de l'entrefer est qu'il y a une résistance additionnelle au transfert de masse.

L'AGMD est adaptée à toutes les compositions d'alimentation, pour lesquelles la DCMD peut être appliquée. Toutefois, elle est également adaptée pour la séparation d'autres composés volatils à partir d'une solution aqueuse tels que l'alcool [10, 11]. La DCMD n'est pas applicable pour ce dernier, parce que ces substances sont susceptibles de mouiller la membrane sur le côté perméat, à la suite d'une baisse de la tension superficielle et/ou un plus petit angle de contact avec la membrane.

Dans l'AGMD, le liquide perméat n'est pas en contact direct avec la surface de la membrane. Par conséquent, il y a moins de danger de mouillage de la membrane.

La figure 1.6 montre le mécanisme de l'AGMD.

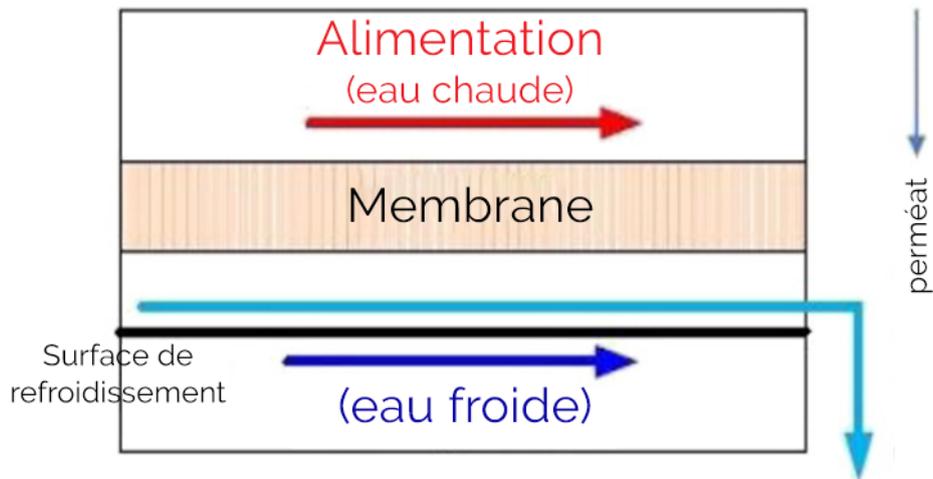


FIGURE 1.6 – Distillation membranaire avec entrefer (AGMD)[1]

Distillation membranaire à balayage de gaz (SGMD)

La SGMD, qui est également appelé distillation membranaire de dépouillement de l'air. Dans ce processus, le perméat est enlevée par un gaz de balayage et condensée par la suite à l'extérieur du module.

Semblable à AGMD, elle peut également être utilisée pour enlever les composés volatils de l'eau [12]. Un avantage de l'utilisation d'un gaz de balayage est que la résistance au transfert de masse de l'entrefer est considérablement réduite.

Toutefois, l'inconvénient est la dilution de la vapeur (perméat) par le gaz de balayage, ce qui conduit à une demande plus élevée sur la capacité du condenseur, et une augmentation de la consommation d'énergie.

La figure 1.7 montre le mécanisme de la SGMD.

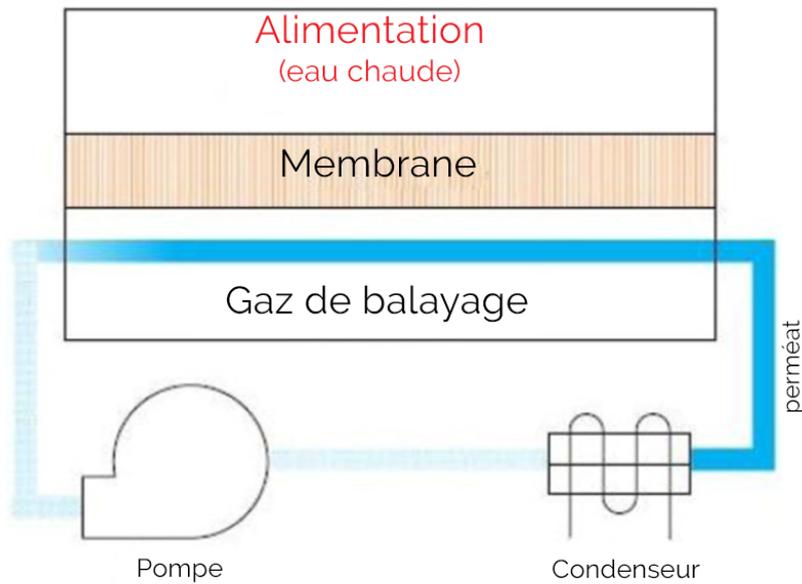


FIGURE 1.7 – Distillation membranaire à balayage de gaz (SGMD)[1]

Distillation membranaire à vide (VMD)

Au lieu d'utiliser le gaz de balayage, la vapeur peut être enlevée par l'évacuation et la condensation externe subséquente. La VMD peut être utilisée pour la séparation de divers mélanges aqueux avec composés volatils [13, 14], et a été récemment proposée comme un moyen pour le dessalement d'eau de mer [15]. La figure 1.8 montre le mécanisme de VMD.

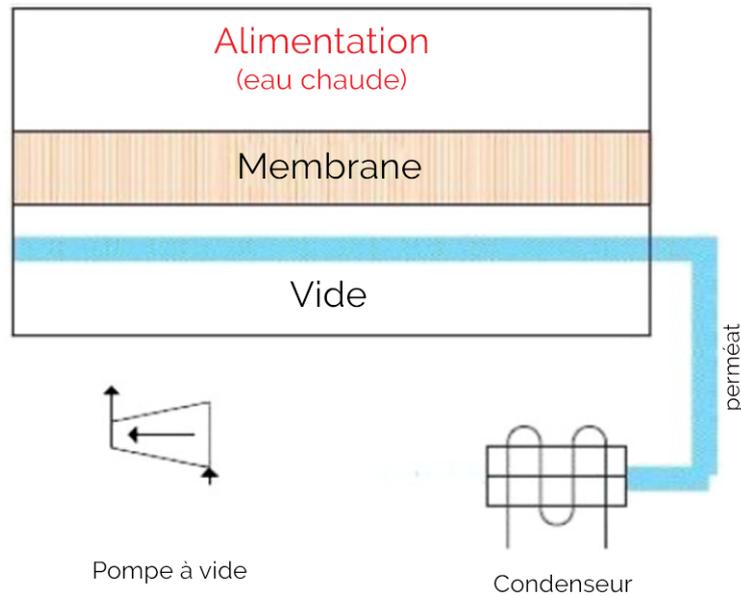


FIGURE 1.8 – Distillation membranaire à vide (VMD)

La distillation membranaire est une technologie émergente qui peut être utilisée non seulement pour le dessalement, mais aussi pour le recyclage [15]. La distillation membranaire diffère des autres technologies membranaires dans la force motrice pour le dessalement, qui est la différence dans la pression de vapeur de l'eau à travers la membrane, plutôt que la pression totale.

Les membranes pour la MD sont microporeuses et hydrophobes, ce qui permet la diffusion de la vapeur d'eau, mais pas l'eau liquide.

La polarisation de concentration ne joue pas un rôle majeur dans les MD, par ce que le flux est limitée par la polarisation de la température. Un traitement préparatoire étendu comme pour la RO n'est pas nécessaire [16]. L'alimentation peut avoir un indice de colmatage SDI (silt density index) aussi haut que 100, mais les composés qui rendent les membranes hydrophiles, comme les agents tensio-actifs et les composés volatils qui ne sont pas voulus dans le perméat, doivent être évités.

La pression de d'alimentation peut être élevée par un chauffage, ce qui crée le gradient de pression de vapeur pour la MD. Toutefois, la température d'alimentation n'a pas besoin d'atteindre le point d'ébullition.

Les applications importantes de la distillation membranaire sont dans le domaine de la purification de l'eau ou dans le traitement des eaux usées [16]. Si les solutés organiques sont présents dans la solution aqueuse, la tension superficielle va diminuer rapidement.

Si la concentration de matières organiques ne dépasse pas une certaine valeur critique (de sorte que le liquide des deux côtés de la membrane ne la mouille pas), le processus de distillation membranaire peut toujours être utilisé.

D'autre part, si la concentration de la matière organique dépasse la valeur critique, la membrane

microporeuse sera remplie de liquide. Dans ce cas, la distillation membranaire n'est plus applicable.

1.2.3 Etude comparative

Chaque configuration de MD présente des avantages et inconvénients, et le choix d'une configuration par rapport à l'autre revient au domaine d'application. Le tableau 1.1 présente une comparaison entre les différentes configurations MD [1].

1.2.4 Membranes utilisés dans la distillation membranaire

Les avantages de la distillation membranaire sont dans le fait que le processus de distillation se déroule à une température modérée, une différence de température relativement faible entre les deux liquides entrant en contact avec la membrane hydrophobe microporeuse, et le processus donne relativement à un flux élevé. Puisque l'entraînement des particules dissoutes est évité, le perméat présente un grand degré de pureté.

Cependant, la distillation membranaire est seulement possible si une condition est vérifiée : les pores de la membrane ne sont pas remplis de liquide. Par conséquent, la puissance de mouillage du liquide de la membrane devrait être basse, et le matériau de membrane devrait être hydrophobe. Afin de remplir les conditions, des matériaux hydrophobes sont nécessaires, comme : le *polypropylène* (pp), *fluorure de polyvinylidène* (PVDF) et *polytétrafluoroéthylène* (PTFE, teflon)[2].



FIGURE 1.9 – Membrane pour la MD à base de polypropylène

1.2.5 Avantages de la distillation membranaire

La distillation membranaire a d'abord été conçue comme un processus qui pourrait fonctionner avec un faible besoin en énergie externe et une dépense minimum de capital et de terre pour l'usine [12]. Le

| Module | Avantages | Inconvénients |
|-------------|--|---|
| DCMD | <ul style="list-style-type: none"> • Le moyen le plus simple et le plus facile à réaliser pratiquement. • Le flux distillat est plus stable que la plupart des autres modes. • Gain en sortie élevé. • La configuration la plus appropriée pour l'enlèvement des matières volatiles. | <ul style="list-style-type: none"> • En comparant à la VMD, le flux obtenu est relativement faible. • Polarisation thermique plus élevée parmi les autres modes • Le flux distillat est plus sensible à la concentration d'alimentation • la qualité du distillat est complètement sensible au mouillage des pores. • convient principalement pour des solutions aqueuses. |
| AGMD | <ul style="list-style-type: none"> • Les pertes thermiques les plus basse parmi les autres modes. • Aucun risque de mouillage sur le côté distillat. • Tendance faible de fouling dans les membranes. | <ul style="list-style-type: none"> • L'entrefer appliqué représente une résistance supplémentaire au transfert de masse. • La conception du module est difficile. • procédure de modélisation difficile due à la présence de plusieurs variables. • Le plus bas gain en sortie. |
| VMD | <ul style="list-style-type: none"> • Capacité d'enlever les produits volatiles et les composés aromatiques. Aucune possibilité de mouillage de pores du côté distillat. • Un flux de distillat élevé. • polarisation thermique faible. | <ul style="list-style-type: none"> • Un grand risque de mouillage de pores. • Une faible sélectivité pour les volatiles. • Exige un condenseur externe, et du vide dans le côté distillat. • Taux de fouling élevé. |
| SGMD | <ul style="list-style-type: none"> • Polarisation thermique la plus faible parmi les autres modes. • Aucun risque de mouillage dans le côté distillat. • Perspective de développement meilleure surtout pour les fins de concentrations des solutions aqueuse. | <ul style="list-style-type: none"> • Le besoin de sécher et de nettoyer le flux du gaz de balayage. • Une complexité supplémentaire • récupération de la chaleur difficile. • Un flux de distillat relativement faible. |

TABLE 1.1 – Étude comparative des configurations MD [1]

grand espace de vapeur exigé par une colonne de distillation conventionnelle peut être remplacé dans la distillation membranaire par un petit volume d'une membrane microporeuse, qui est généralement de l'ordre de 100 Microm d'épaisseur. Alors que distillation conventionnelle s'appuie sur des vitesses de vapeur élevées afin de fournir un bon contact liquide-vapeur, La distillation membranaire nécessite une membrane microporeuse hydrophobe.

Comme résultat, les équipements pour le procédé de distillation membranaire peuvent être beaucoup plus petits, ce qui se traduit par une économie en termes de biens immobiliers, et les températures d'exploitation requises sont beaucoup plus faibles, parce qu'il n'est pas nécessaire de chauffer les liquides au-dessus de leurs températures d'ébullition. De plus, l'abaissement de la température du processus combiné avec une réduction de la superficie des équipements réduit la perte de chaleur à l'environnement.

Les températures d'alimentation dans la MD sont généralement dans la plage de 60 ° C à 90 ° C, bien que des températures aussi basses que 30 ° C avaient été utilisées.

Par conséquent, la chaleur résiduelle de faible qualité et et/ou les sources d'énergie alternatives telles que l'énergie solaire et géothermique peuvent être combinée avec les systèmes de distillation membranaire pour un coût efficace, et un système de séparation liquide à faible consommation d'énergie. En effet, les systèmes de distillation membranaires fonctionnant à l'énergie solaire ont été montré pour être concurrentiel avec l'osmose inverse dans les régions éloignées [2].



FIGURE 1.10 – Usine de distillation membranaire, installée à l'intérieur d'un conteneur de navire (emplacement : la Namibie)

Les faibles températures de fonctionnement ont également rendu la distillation membranaire at-

trayante pour l'industrie alimentaire, où les jus de fruits concentrés peuvent être préparés avec une meilleure saveur et couleur, et dans le domaine médical où les températures élevées peuvent stériliser les fluides biologiques [16].

Puisque la MD est un processus entraîné thermiquement, les pressions de fonctionnement sont généralement de l'ordre de zéro à quelques centaines de kPa, et sont relativement faible par rapport à aux processus entraînés par la pression tels que la RO. Les pressions de fonctionnement inférieures se traduisent par une baisse dans les coûts matériels, et une augmentation de la sécurité.

Un autre avantage des systèmes à distillation membranaire est son efficacité en termes de rejet du soluté. Puisque la distillation membranaire fonctionne selon le principe de l'équilibre vapeur-liquide, 100 % (théoriquement) des ions, des macromolécules, colloïdes, cellules et d'autres constituants non volatils sont rejetées. Toutefois, les des processus basés sur la pression tels que RO, NF, UF et MF n'ont pas atteint de tels niveaux élevés de rejet. En RO, NF, UF et MF, les membranes sont une partie du processus. Dans la MD, la membrane agit seulement comme un support physique et une interface liquide-vapeur et ne fait pas de distinction entre les composants de la solution ni sur la base de produits chimiques, pas plus qu'il n'agissent comme un tamis[2].

En outre, le fouling des membranes est relativement faible, parce que les pores sont relativement grands par rapport aux pores de la RO/UF. Malgré tous ces avantages de la MD, Elle n'a pas encore reçu une grande attention pour l'utilisation dans l'industrie de distillation et de dessalement. La raison principale est le manque de membranes convenables pour la MD.

En raison de la pénurie d'eau et la pénurie d'énergie, le processus MD devient une méthode plus souhaitable pour le dessalement dans un avenir proche.

1.2.6 Les défis de la MD

Plusieurs aspects de cette technologie qui est en évolution constante n'ont pas encore été résolus et continuent à poser des obstacles à son développement. Certains aspects importants sont la compréhension de l'effet de l'hydrodynamique sur les polarisations, le fouling des membranes, la chute de flux de distillat et la perte de chaleur durant le processus. L'absence des modules spécifiques pour les applications MD, et de l'absence de membranes spécifiques, sont les défis les plus importants pour le développement de la technologie.

À cet égard, une compréhension approfondie des processus MD est essentielle, et pour laquelle la modélisation des phénomènes de transfert peut être utile. En d'autres termes, la conception, la construction et l'essai de nouveaux modules MD nécessite une quantité considérable de temps et de coûts matériels. Par conséquent, la modélisation se présente comme un outil puissant pour économiser le temps, l'énergie et les couts, fera l'objet du prochain chapitre.

CHAPITRE 2

ETUDE ET MODÉLISATION DU SYSTÈME DE DCMD

2.1 Introduction

La distillation membranaire (MD) est devenue un domaine de recherche et de développement qui évolue de façon rapide depuis les années 90, fournissant une technologie de dessalement potentiellement rentable, surtout lorsqu'elle est combinée avec la chaleur résiduelle, ou les sources de chaleur solaires-thermiques ou géothermiques.

Dans la MD, qui est une combinaison de la distillation traditionnelle et la séparation membranaire, les transferts de chaleur, de masse, et de quantité de mouvement à travers la membrane microporeuse sont impliqués simultanément. Par conséquent, la modélisation et/ou la prédiction des variations du flux de distillat serait compliquée par l'intermédiaire de méthodes de simulation numérique conventionnelles, vu la nécessité de résolution simultanée des équations de transfert de chaleur et de masse.

Notre étude sera basée sur la configuration DCMD, qui est la configuration la plus utilisée, et la plus appropriée pour les applications de dessalement.[2]

Le but de ce chapitre est de présenter un modèle d'état dynamique du module DCMD, afin d'obtenir la distribution de la température dans les deux cotés de la membrane, vu que toute les données sur le rendement de la station sont en fonction de la température. Par la suite, le chapitre présente des simulations, et une validation du modèle à travers une comparaison avec des données expérimentales.

2.2 Quelques approches de modélisation du système du DM

Bien que le processus MD a été découvert en 1963 par Bodel, c'est-à-dire il y a plus de 50 ans, mais il est toujours en développement et jusqu'à présent n'a pas été appliqué dans le milieu industrielle dans le domaine du dessalement et de traitement des eaux résiduaires. Donc, la question à poser est : quelles sont les obstacles devant l'industrialisation du dessalement basé sur les techniques de la MD ?

Malgré le fait que plusieurs aspects de cette technologie qui est en évolution constante n'ont pas encore été résolus et continuent à poser des obstacles à son développement. Certains aspects importants sont la compréhension de l'effet de l'hydrodynamique sur les polarisations, le fouling des membranes, la chute de flux de distillat et la perte de chaleur durant le processus. L'absence des modules spécifiques pour les applications MD, et de l'absence de membranes spécifiques, sont les défis les plus importants pour le développement de la technologie.

À cet égard, une compréhension approfondie des processus MD est essentielle et pour laquelle la modélisation des phénomènes de transfert peut être utile. En d'autres termes, la conception, la construction et l'essai de nouveaux modules MD nécessite une quantité considérable de temps et de coûts. Par conséquent, la modélisation est un outil puissant pour économiser le temps, l'énergie et les couts.

Plusieurs modèles ont été utilisés pour les processus MD [52, 51]. Ces modèles peuvent être classés en

quatre catégories [17, 18] :

- modèles de transfert de chaleur.
- Modèles de transfert de masse.
- Modèles empiriques.
- Modèles de transfert de masse à l'intérieur de la membrane.

En outre, les approches de modélisation classiques (tableau 2.1), qui ont été élaborés en se basant sur les chiffres de Nusselt et Sherwood sont des méthodes semi-empiriques, est donnent la valeur moyenne de la température et de la concentration plutôt que leurs distributions [19]. Il est à noter que ces modèles sont développés pour un certain module, avec un régime d'écoulement donné, et une géométrie donnée. Par conséquent, elles ne peuvent être utilisées de façon fiable pour des applications comme l'optimisation.

La définition d'un modèle générique applicable au processus l'MD nécessite des méthodes rigoureuses et robustes. En raison de la nécessité de résoudre les équations de transfert de masse et de chaleur simultanément, le modèle requis sera très complexe et difficile à résoudre.

Dans ce travail, nous allons utiliser une approche de modélisation dans l'espace d'état, développée pour la première fois dans l'article [19], dont le modèle d'état du système de DCMD a été modélisé comme étant M sous système d'état mis en cascade pour déterminer la distribution de la température à l'intérieur du système. Par conséquent, Ce modèle peut ouvrir de nouvelles fenêtres pour mieux comprendre les phénomènes de transfert dans le processus DCMD, et utiliser les outils de l'automatique pour résoudre certains dysfonctionnements telle que la mauvaise polarisation et l'encrassement des membranes(le fouling).

2.3 Le modèle théorique

2.3.1 Les phénomènes de transfert dans le processus DCMD

Le transfert de masse

Comme mentionné précédemment, La distillation membranaire (MD) est un procédé de séparation, non-isotherme et à basse pression, dans lequel un flux d'alimentation chaud est en contact direct avec une membrane microporeuse hydrophobe, par laquelle la vapeur d'eau est transférée à travers les pores de la membrane [1, 17]. Le transfert de masse à travers les pores de la membrane est représenté par la différence des pressions de saturations des deux cotés de la membrane, et qui est dû au gradient de température.

Le transfert de masse et la diffusion des molécules dans la DCMD peut être généralement décrite comme suit [21] :

$$J = c_m \Delta P^{sat} = c_m (P_a^{sat} - P_b^{sat}) \quad (2.1)$$

| Modèle | Sous-Modèle | Avantages | Inconvénients |
|---|---|---|---|
| Transfert de chaleur | <ul style="list-style-type: none"> • modèles basés sur les nombres de Nusselt • modèles de membrane à conductivité thermique | <ul style="list-style-type: none"> • Largement utilisés | <ul style="list-style-type: none"> • Aucune possibilité de mouillage de pores du côté distillat. • valables pour le régime laminaire • Une faible validité pour la température à l'interface membranaire • Fortement sensibles aux paramètres d'exploitation utilisés |
| Transfert de masse | <ul style="list-style-type: none"> • Modèles basés sur les nombres de Sherwood • Polarisation de Concentration • La pression partielle et l'activité de l'eau | <ul style="list-style-type: none"> • Largement utilisés • utilisés uniquement pour au côté d'alimentation | <ul style="list-style-type: none"> • Impossible de prédire le coefficient de polarisation de concentration. • Fortement sensibles aux paramètres d'exploitation utilisés • Pas largement validées par des données expérimentales • Affectés par la distribution des pores et la structure de la membrane. |
| Modèles empiriques | <ul style="list-style-type: none"> • Réseau de neurones artificiels. • Méthode de Taguchi • Méthode de la Surface de réponse | <ul style="list-style-type: none"> • Utiles pour l'optimisation des MD. • Étudient l'interaction entre les paramètres du système | <ul style="list-style-type: none"> • Grand nombre de données expérimentales est nécessaire. • Pas pratique pour la conception des modules/membranes. |
| Modèles de transfert de masse à l'intérieur de la membrane | <ul style="list-style-type: none"> • La loi de Fick • Modèle de gaz poussiéreux • Modèles de distribution de taille des pores • Modèle de Liz Schofield • Modèle Monte Carlo | <ul style="list-style-type: none"> • Modèles très pratiques • Largement utilisés • Basés sur des principes connus • utilisés pour les systèmes multi-composants • Utiles pour la conception de membranes | <ul style="list-style-type: none"> • Manque d'études pour les modules MD • Modèles complexes à utiliser. |

TABLE 2.1 – Les approches classiques de modélisation des processus MD [1]

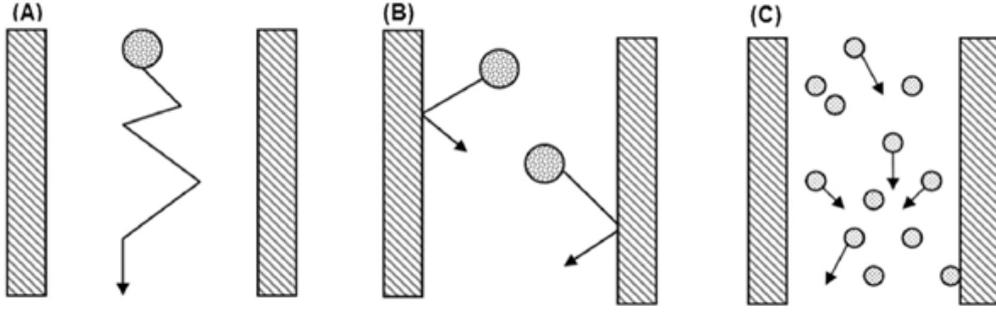


FIGURE 2.1 – Les mécanismes du transfert de masse dans les processus MD [1]
 (A) la diffusion moléculaire, (B) diffusion de Knudsen et (C) diffusion de Poiseuille

Où $P_{sat,a}$ et $P_{sat,b}$ sont respectivement les pressions de saturation des côtés chaud et froid de la membrane, qui sont déterminés par l'équation d'Antoine :

$$P_s^{sat} = 133.32 \times 10^{\left(8.10765 - \left(\frac{1450.286}{T_s + 235}\right)\right)} \quad (2.2)$$

Avec T_s la température en $^{\circ}C$, et «s» étant le « côté ». C'est-à-dire $s = a$ pour le côté chaud et $s = b$ pour le côté froid.

Le terme c_m dans équation(2.1) dépend du type de la membrane et de la nature de diffusion des molécules (transfert de masse) . Un certain nombre de modèles de diffusion a été utilisé pour décrire la nature de diffusion des molécules volatiles à travers les pores de la membrane, comme la diffusion de Knudsen, diffusion de Poiseuille (visqueuse) et la diffusion moléculaire (voir fig. 2.1) [17, 21].

Il est à noter que le MFP (Mean Free Path) du perméat, contrôle le mécanisme de transfert de masse dans le processus MD [22], et pourrait être décrit comme suit :

$$\lambda = \frac{k_B \cdot T}{\sqrt{2} \Pi \cdot P \cdot d_e}$$

Avec k_B , T et P , étant respectivement la constante de Boltzman, la température absolue, et la pression moyenne au sein des pores de la membrane, et d_e étant le diamètre de collision (2.641 \AA pour la vapeur d'eau [22]).

Si le MFP est beaucoup plus grand que la taille des pores de la membrane, le mécanisme de diffusion dominant est celui de Knudsen [21]. D'autre part, si le MFP est plus petit que la taille des pores, la diffusion de type Poiseuille est dominante [17].

En présence d'air dans les pores de la membrane (principalement dans la SGMD et AGMD), il est discuté dans la littérature que la diffusion moléculaire est le mécanisme de transfert de masse dominant [17]. Comme mentionné précédemment dans les processus MD, la température d'alimentation se situe généralement entre 40 à 80 $^{\circ}C$. À une pression normale, le MFP correspondant à la vapeur d'eau est de $1.32 \times 10^{-7} m < \lambda < 1.49 \times 10^{-7} m$ [1].

Le transport des molécules volatiles par les pores de la membrane a été étudié de façon extensive, et des modèles théoriques ont été développés pour prédire le rendement de la MD [17, 21]. Les différents

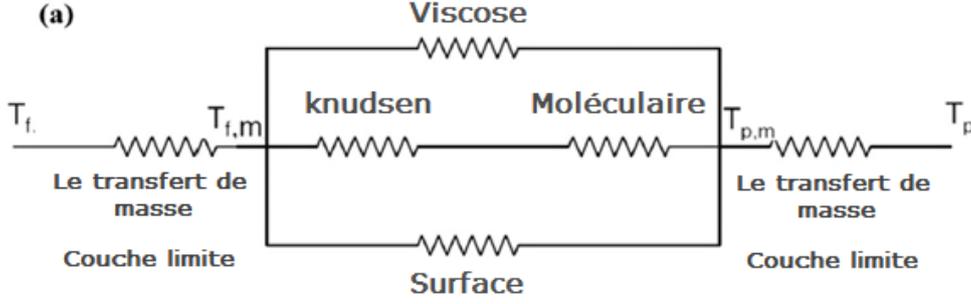


FIGURE 2.2 – Arrangement en série et en parallèle des résistances dans le transfert de masse [1]

types de mécanismes proposés pour le transfert de masse sont : le modèle d'écoulement Knudsen (qui se produit dans les pores qui ont une taille plus petite que le MFP à une pression et température données), le modèle de Poiseuille ou visqueux (prédomine dans les pores plus grands que le MFP, et dans le cas d'existence d'une grande différence de pression dans l'ensemble des pores), le modèle de diffusion moléculaire ordinaire (où les molécules d'eau diffusent à travers l'air à l'intérieur du grands pores de la membrane), la diffusion superficielle (qui est un mécanisme de transfert de molécules à la surface de la membrane, mais généralement négligé dans la modélisation MD, parce qu'il est prévu qu'en raison de la nature hydrophobe des membranes appliqués, l'interaction des molécules de surface sera très petite).

La Fig.2.2 présente l'analogie entre plusieurs résistances de transfert de masse dans le processus MD. Il est important de citer que la nature physique de transfert de masse doit être différente lorsque'on utilise la même membrane, sous différentes configurations MD. En outre, pour les membranes ayant une répartition des pores, divers mécanismes de transfert de masse peuvent se produire simultanément [1].

Le coefficient de transfert de la membrane c_m dans le DCMD (équation(2.1)) peut être estimée par une somme pondérée par des paramètres $\alpha(T)$ et $\beta(T)$ de diffusion de Knudsen et de Poiseuille (modèles de flux visqueux) [23] :

$$c_m = c_k + c_p \quad (2.3)$$

Tel que :

$$c_m = 1.064 \alpha(T) \frac{\varepsilon r}{\tau \delta_m} \sqrt{\frac{M_w}{RT_m}} + 0.125 \beta(T) \frac{\varepsilon r^2}{\tau \delta_m} \frac{M_w P_m}{\eta_v RT_m} \quad (2.4)$$

Où $\alpha(T)$ et $\beta(T)$ sont respectivement les contributions des modèles de diffusion Knudsen et de Poiseuille(dans notre cas on les prend égales à 1). M_w est le poids moléculaire de l'eau, h est la pression de saturation moyenne de la membrane. R est la constante des gaz parfaits, r est la rayon des pores de la membrane, T_m est la température moyenne dans la membrane. δ_m correspond à l'épaisseur de la membrane, ε est la porosité de la membrane, et η_v est la viscosité de gaz et τ est le facteur de tortuosité.

- La quantité d'eau produite

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

$$\mathcal{J} = W \times \sum_{j=1}^M (J_j) \quad (2.5)$$

Où : W est la surface de la membrane (m^2), J_j est le flux du sous-système j en ($Kg.m^{-2}.s^{-1}$) donné par l'équation 2.1

Le transfert de Chaleur

Les modèles de transfert de chaleur sont appliqués pour décrire et quantifier le transfert de chaleur dans les deux cotés de la membrane et pour prédire les températures sur l'interface de la membrane et la distribution de la température dans le côté d'alimentation et le distillat.

Il existe deux grandes contributions à la transmission de chaleur dans le processus DCMD, notamment : le transfert de chaleur du liquide à la surface membranaire et à partir de l'interface membranaire au côté de distillat (convection) et le transfert de chaleur à travers la membrane (conduction).

Il est intéressant de citer que le transfert de chaleur défavorable par conduction de chaleur à travers la membrane (à travers les pores) est l'un des plus grands défis à relever dans la conception des membranes/modules pour les applications MD, et spécialement pour le mode DCMD [1].

En d'autres termes, en raison de ces incertitudes, il n'est pas possible de mesurer directement ou prédire la conduction de chaleur dans la membrane. Il est indiqué que les membranes à faible énergie de surface facilitent la formation d'un film d'air ou de vapeur adjacent à la membrane qui peuvent considérablement réduire la chaleur de transfert via la membrane [1]. Par conséquent, la fabrication des membranes avec une grande hydrophobicité (PTFE) pourrait être efficace pour réduire la perte de chaleur par conduction.

Le transfert de chaleur est souvent modélisé par des circuits électriques, à travers l'analogie entre les résistances thermiques et électriques, comme illustré dans la Fig.2.3 Ces résistances sont celles de la température de la couche limite de la solution d'alimentation chaude, la température de la couche limite au côté du distillat, et les diverses résistances de transfert de chaleur entre eux, en fonction de la configuration du processus MD.

Pour notre cas, la propagation de la température dans le processus DCMD est décrite par l'équation (2.6) ,Pour un débit symétrique et laminaire, et une distribution symétrique de température sans la production d'énergie interne [23]

$$\rho C_p \left(\frac{\partial T}{\partial t} + \underbrace{u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial z}}_{convection} \right) = k \left(\underbrace{\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 T}{\partial z^2}}_{conduction} \right) \quad (2.6)$$

Dans notre étude nous allons prendre deux d'hypothèses qui vont nous permettre de simplifier l'équation précédente(2.6) :

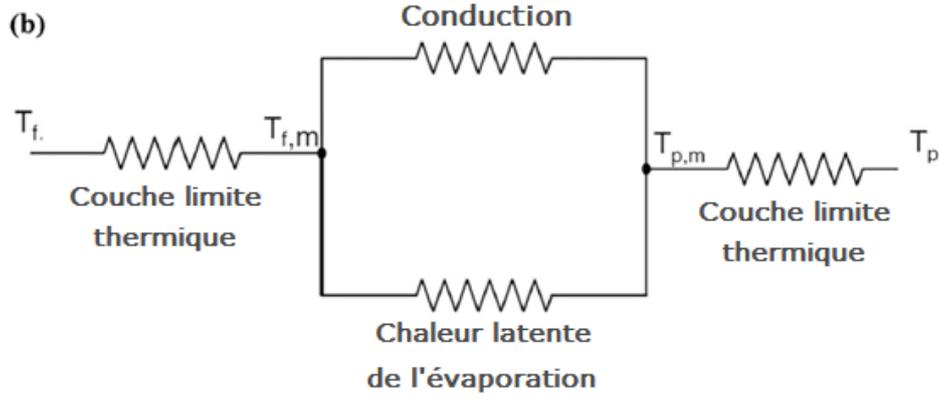


FIGURE 2.3 – Arrangement en série et en parallèle des résistances dans le transfert de chaleur

- (1) On néglige l'effet de la conduction selon l'axe Z et on prend seulement la conduction selon l'axe X en considération
- (2) On considère que l'effet de convection est seulement selon l'axe Z

D'ou l'équation (2.6) se simplifie, et donne l'équation de base dans la modélisation DCMD [4] :

$$\rho C_p \left(\frac{\partial T}{\partial t} + v \frac{\partial T}{\partial z} \right) = k \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \quad (2.7)$$

Cette équation peut être réécrite sous la forme suivante :

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{k}{\rho C_p} \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} - v \frac{\partial T}{\partial z} = \alpha \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} - v \frac{\partial T}{\partial z} \quad (2.8)$$

tel que : $\alpha = \frac{k}{\rho C_p}$

α est le coefficient de transfert de chaleur par convection, qui est variable en fonction du temps et température [24] Puisque'il dépend de la conductivité thermique (k), (C_p) la chaleur calorifique et (ρ) la densité de l'eau de mer .

La vitesse d'écoulement le long de l'axe z a un profil parabolique, et peut être exprimée par l'équation :

$$v(x) = 6\bar{v}_s \left(\frac{x}{d_s} - \frac{x^2}{d_s^2} \right) \quad (2.9)$$

tel que :

$\bar{v}_s = \frac{Q}{d_s W}$ est la vitesse moyenne, Q étant le débit volumique, W Largeur du canal et d_s sa hauteur. On considère que $d_a = d_b = d$.

La polarisation de température et de concentration

(a) La polarisation de température

Dans processus alimentés thermiquement tel que le système de distillation membranaire, le trans-

port à travers la membrane se produit lorsqu'une différence de température est établie à travers la membrane. le transfert simultané de chaleur et de masse contribue à la polarisation de température.

La polarisation de température se produit lorsque la solution d'alimentation est maintenue à une température plus élevée par rapport à la température de la solution froide et le transport de la vapeur d'eau à travers les pores de la membrane a lieu à partir du côté chaud au côté froid de la membrane, donc la température de la surface chaude de la membrane diminue (resp. la température de la surface froide de la membrane augmente), ce dernier va créer un gradient de température le long l'axe X. Ce phénomène est exprimé par un coefficient qui est appelé le coefficient de polarisation de température "TPC" qui va être détaillé dans le chapitre 4.

(b) La polarisation de concentration

Ce phénomène est presque similaire au phénomène de polarisation de température. Le fait qu'il y ait un flux de perméat à travers la membrane et que la membrane retienne certaines particules, entraîne leur accumulation progressive à la surface de la membrane. Ce phénomène génère une concentration au voisinage de la membrane plus élevée que la concentration dans la solution. Cette différence de concentration a donc pour effet de générer un gradient de concentration le long l'axe X. dépend des conditions hydrodynamiques environnantes, C'est ce que l'on appelle la polarisation de concentration. Le phénomène de polarisation de concentration a pour effet d'augmenter la concentration au voisinage de la membrane. Globalement ceci se traduit par une réduction de la perméabilité.

Il est à savoir que la polarisation de concentration a été signalé dans l'article [25] d'avoir un effet minime sur le rendement du processus de distillation membranaire. Cela a également été confirmé expérimentalement dans les deux articles [26] et [27] où ils ont constaté une légère baisse de 6 % dans le flux du perméat lorsque la concentration du sel est passée de 1 à 10 % (une augmentation de 10 fois de la concentration) le flux diminue par seulement 6 %.

2.3.2 Les condition aux limites

Comme montré dans la figure 2.4, les conditions aux limites pour la modélisation du processus DCMD sont donnés dans [19] par :

$$\left\{ \begin{array}{l} T_s(x, 0) = T_{s,in} \\ \frac{dT_s(0, z)}{dx} = 0 \\ \frac{\partial T_a(d, z)}{\partial x} = - \left[\lambda J + \frac{k_m}{\delta_m} (T_a(d, z) - T_b(d, z)) \right] \\ \frac{\partial T_b(d, z)}{\partial x} = \left[\lambda J + \frac{k_m}{\delta_m} (T_a(d, z) - T_b(d, z)) \right] \end{array} \right. \quad (2.10)$$

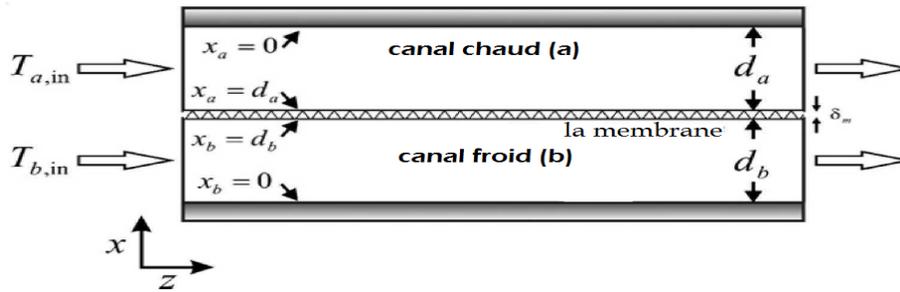


FIGURE 2.4 – Le schéma de l'emplacement des conditions aux limites du système

2.4 Le Développement du Modèle d'état

Dans cette partie nous allons juste présenter le Modèle le système de DCMD dans l'espace d'état en prenant compte de transfert de mass et de chaleur simultanément Pour plus de détails sur le développement du modèle d'état du système de DCMD, voir Annexe(A).

2.4.1 La formulation

les notations

Puisque la température a une distribution bidimensionnelle $T(x, z)$, nous considérons tout d'abord $(M + 1)$ colonnes séparées par distance constante dz le long de l'axe z avec des indice $j = 0; M$ se qui donne M sous-systèmes.

Pour chaque côté du processus, nous considérons $(N + 2)$ lignes séparées par distance constante dx le long de l'axe x avec des indice $i = 0; N + 1$.

${}^jT_{s,i}$ est la température du point $(i; j)$ dans le côté s , comme montré dans la figure 2.5 ci-dessous :

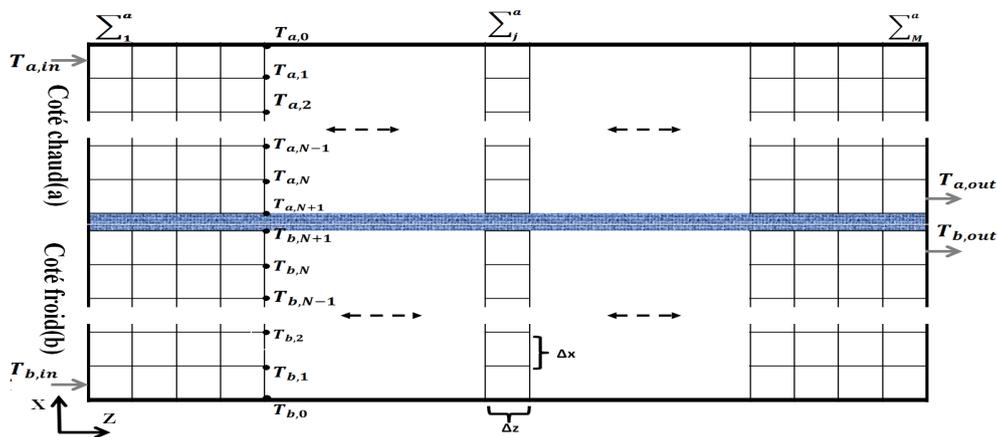


FIGURE 2.5 – la subdivision du système de DCMD

les variable d'états

Pour un sous-système \sum_j^s , correspondant à la colonne j (avec $j = 1;M$), le vecteur d'état x_j^s est composé de N variables d'états qui représentent la température du point $(i;j)$ tel que $(i = 1;N)$

$${}^j x_i = [{}^j x_{s,1} \cdots {}^j x_{s,N}]^T = [{}^j T_{s,1} \cdots {}^j T_{s,N}]^T \quad (2.11)$$

Puisque l'écoulement est laminaire on peut considérer que la sortie de chaque sous-système est égale au vecteur d'état. En outre, en raison de conditions aux limites la température résultante mesurable de tout le processus DCMD correspond à celle du dernier sous-système ($j = M$). Cela signifie que :

$${}^j y_i = {}^j C_i \cdot {}^j x_i = {}^j x_i \quad (2.12)$$

De plus, la sortie y d'un sous système donné, représente l'entrée du prochain sous système :

$${}^j u_i = {}^{j-1} y_i \quad (2.13)$$

2.4.2 Le Modèle d'état

Le système de DCMD est modélisé comme étant M sous système d'état mis en cascade figure.2.6 pour déterminer la distribution de la température à l'intérieur du système.

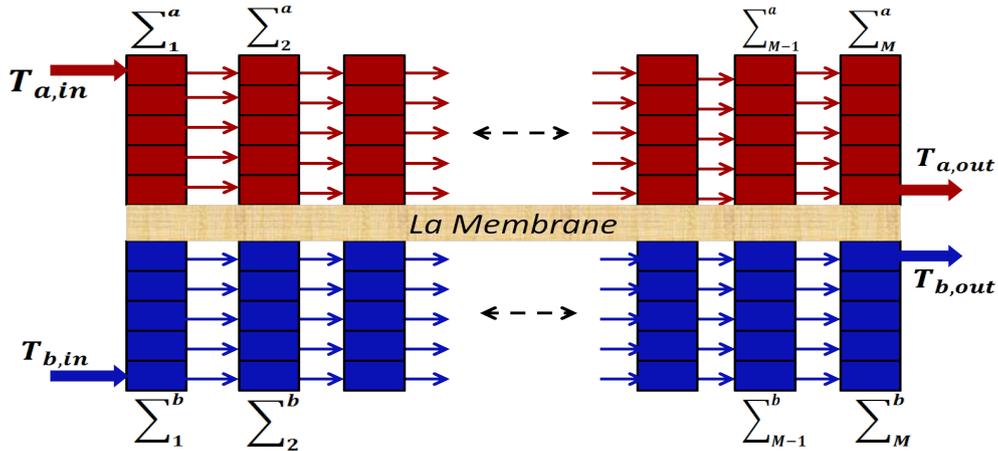


FIGURE 2.6 – la mise en cascade du système de DCMD

le modèle d'état d'un seul sous système de DCMD est donné par la formule matricielle suivante :

$$\sum_j^s \begin{cases} {}^j \dot{x}_s &= {}^j A_s \cdot {}^j x_s + {}^j B_s \cdot {}^j u_s + {}^j \Psi_s ({}^j x_s) {}^j \theta_s \\ {}^j y_s &= {}^j C_s \cdot {}^j x_s \end{cases} \quad j = 1, \dots, M \quad (2.14)$$

tel que les matrices sont définie comme suit :

- La matrice dynamique ${}^j A_s$:

$${}^j A_s = \begin{bmatrix} {}^j A_{s1} \\ \vdots \\ {}^j A_{sN} \end{bmatrix} \quad (2.15)$$

Tel que les lignes sont :

$$\begin{cases} {}^j A_{s1} = [a_{s1,1} & a_{s1,2} & 0 \cdots 0] \\ {}^j A_{si} = [0 \cdots 0 & a_{si,i-1} & a_{si,i} & a_{si,i+1} & 0 \cdots 0] \\ {}^j A_{sN} = [0 \cdots 0 & a_{sN,N-1} & a_{sN,N}] \end{cases} \quad (2.16)$$

et les éléments de chaque ligne sont :

$$\begin{cases} a_{s1,1} = -\left(\frac{2}{3} \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} + \frac{v_{s,1}}{\Delta z}\right) & , & a_{s1,2} = \frac{2}{3} \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} \\ a_{si,i-1} = \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} & , & a_{si,i} = \left(2 \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} + \frac{v_{s,N}}{\Delta z}\right) & , & a_{si,i+1} = \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} \\ a_{sN,N-1} = \frac{2}{3} \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} & , & a_{sN,N} = -\left(\frac{2}{3} \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} + \frac{v_{s,N}}{\Delta z}\right) \end{cases} \quad (2.17)$$

- Les matrices d'entrée/sortie ${}^j B_s$ et ${}^j C_s$:

$$\begin{cases} {}^j B_s = \text{diag}({}^j B_{si}) & , & {}^j B_{si} = \frac{v_{s,i}}{\Delta z} & \quad \forall i, j \\ {}^j C_s = I_N & \quad \forall j \end{cases} \quad (2.18)$$

- Les termes de perturbation :

Le vecteur ${}^j \theta_s$ contient toutes les variations bornées due a l'approximation des paramétrés variables, et ${}^j \Psi_s({}^j x_s, {}^j \theta_s)$ le vecteur qui contient tous les incertitudes due à l'approximation des équations aux dérivés partielles.

$${}^j \theta_s = \begin{bmatrix} {}^j \theta_{\alpha s} \\ {}^j \theta_{\beta s} \end{bmatrix} \quad (2.19)$$

$${}^j \Psi_s({}^j x_s, {}^j \theta_s) = \begin{bmatrix} {}^j \Psi_{s1} \\ \vdots \\ {}^j \Psi_{sN} \end{bmatrix} \quad (2.20)$$

Remarque :

Dans cette partie nous avons juste donné la structure générale du modèle d'état du système de DCMD, pour le développement complet du modèle voir annexe (A)

2.5 La simulation et validation du modèle

Le modèle a été comparé avec le travail expérimental qui a été fait par (Hwang et al.) [28]. nous avons défini le modèle proposé pour les mêmes paramètres de membranes, les propriétés des fluides et des conditions de fonctionnement à celles de l'expérience voir tableau(2.3).

- La géométrie du dispositif de DCMD : La géométrie du dispositif utilisé dans le travail expérimental [28] figure2.7, dans ces expériences est rectangulaire plat de longueur 0.4 m et de largeur 0.15 m , composé de deux compartiments, l'hauteur de chaqu'un est de 0.001 m , ces deux compartiments sont séparé par une membrane (PTFE) hydrophobe,poreuse.tel que les caractéristique de cette membrane sont résumés dans le tableau(2.2)

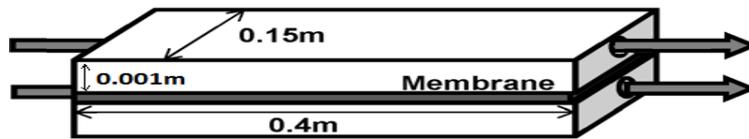


FIGURE 2.7 – La géométre du dispositif de DCMD

| Membrane | Caractéristique |
|---|---------------------------------|
| La matière. | PTFE (polytetrafluoroethylene). |
| Le diamètre du Pore. | $0.22\ \mu\text{m}$ |
| L'épaisseur de la membrane. | $0.110\ \text{mm}$ |
| La conductivité thermique de PTFE solide (k_s). | $0.178\ \text{W}/(\text{m.K})$ |
| La porosité de la membrane. | 83 % |

TABLE 2.2 – Les caractéristique de la membrane [28]

| Paramètres | Définition | Valeurs | Unité |
|------------|--|-----------------------|--------------------|
| M | Nombre de Sous-système | 2000 | / |
| N | Nombre d'états pour chaque sous-système | 20 | / |
| d_a | Hauteur du canal du l'eau chaude | 0.001 | m |
| d_b | Hauteur du canal du l'eau froide | 0.001 | m |
| L | Longueur du canal | 0.4 | m |
| dx | Le pas entre deux lignes | 5×10^{-5} | m |
| dz | Le pas entre deux colons | 2×10^{-4} | m |
| W | Largeur du canal | 0.15 | m |
| r | le rayon du Pore | 0.11×10^{-6} | m |
| δm | Épaisseur des la membrane | 1.1×10^{-4} | m |
| ϵ | Porosité de la membrane | 83% | / |
| τ | la tortuosité de la membrane | 1.2048 | / |
| ρ_a | la densité de l'eau de mer | 1035 | $Kg.m^{-2}$ |
| ρ_b | la densité de l'eau pure | 998.2 | $Kg.m^{-2}$ |
| k_a | conductivité thermique de l'eau de mer | 0.596 | $W.m^{-1}.K^{-1}$ |
| k_c | conductivité thermique de l'eau pure | 0.607 | $W.m^{-1}.K^{-1}$ |
| $C_{p,a}$ | Capacité calorifique du flux d'eau de mer | 4180 | $J.Kg^{-1}.K^{-1}$ |
| $C_{p,b}$ | Capacité calorifique du flux de l'eau pure | 3850 | $J.Kg^{-1}.K^{-1}$ |
| τ | la tortuosité de la membrane | 1.2048 | / |
| Re | la constante des gaz parfaits | 8.3134 | m/s |
| v_b | la vitesse de l'eau pure | 0.28 | m/s |
| λ | la Chaleur latente de l'eau | 2.426×10^6 | $J.Kg^{-1}$ |
| η | la Viscosité de la vapeur d'eau | 2.29×10^{-9} | $N.s.m^{-2}$ |

TABLE 2.3 – les paramètres du système,leur valeurs numériques, leurs unités et leurs définitions [28]

2.5.1 Approches de simulations

Simulation en régime statique

Dans cette partie nous allons aborder des simulations en régime statique, cette approche qui est utilisée par plusieurs travaux de modélisation [1, 28], permet de simuler un grand nombre de sous systèmes, en moins de temps, et une grande précision.

Le principe est de simuler les M sous systèmes comme suit :

1. Simuler la dynamique de chaque sous système jusqu'à ce qu'il se stabilise.
2. Prendre la valeur de l'état en régime permanent, la stocker et l'injecter dans le prochain sous système.

Malgré que cette simulation présente une meilleure stabilité du système, elle présente plusieurs inconvénients. Le premier étant qu'elle ne permet pas de voir la distribution de la température au cours du temps, et le second est dans le fait qu'elle n'est pas adaptée aux applications de surveillance, ou de diagnostic, qui nécessitent une connaissance des valeurs instantanées des variables du système.

Les figures 2.8 et 2.9 présentent l'approche de programmation pour la simulation du modèle en régime statique.

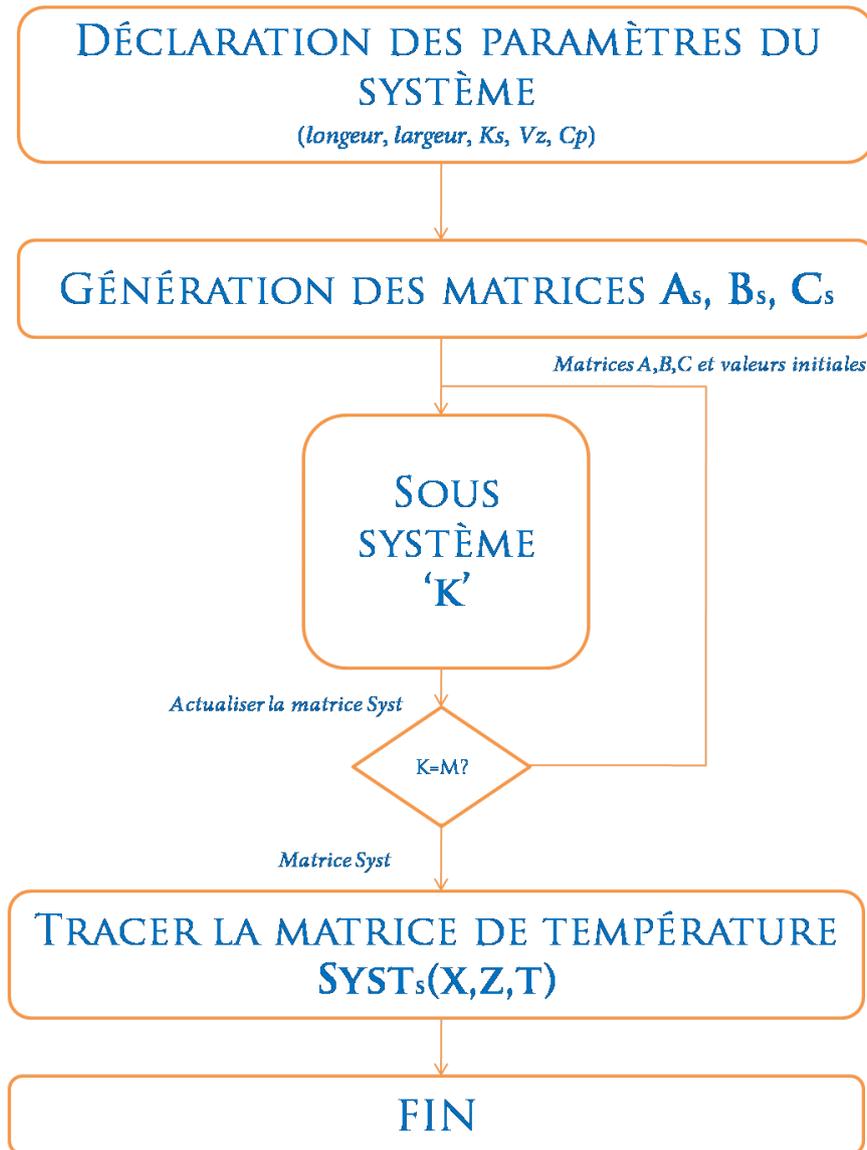


FIGURE 2.8 – Logigramme de l’algorithme de simulation (régime statique)

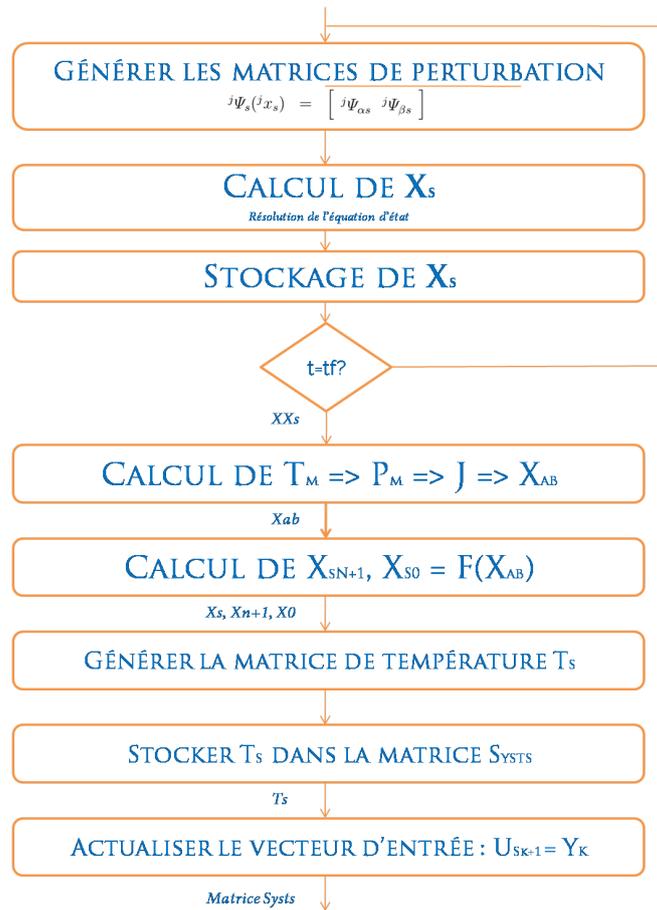


FIGURE 2.9 – Logigramme de l’algorithme de simulation pour chaque sous système (cas statique)

Résultats de simulation

La figure 2.10 représente la distribution de la température dans le côté chaud et froid de la membrane, en régime permanent. On voit que plus le nombre de sous systèmes est élevé plus on a une information précise sur les gradients de température dans le module DCMD.

Il est clair que les variations remarquables dans la température sont dans le côté de la membrane, où on voit une diminution dans la température de la solution chaude d’environ 6°C , et une augmentation de la température du côté froid d’environ 7°C .

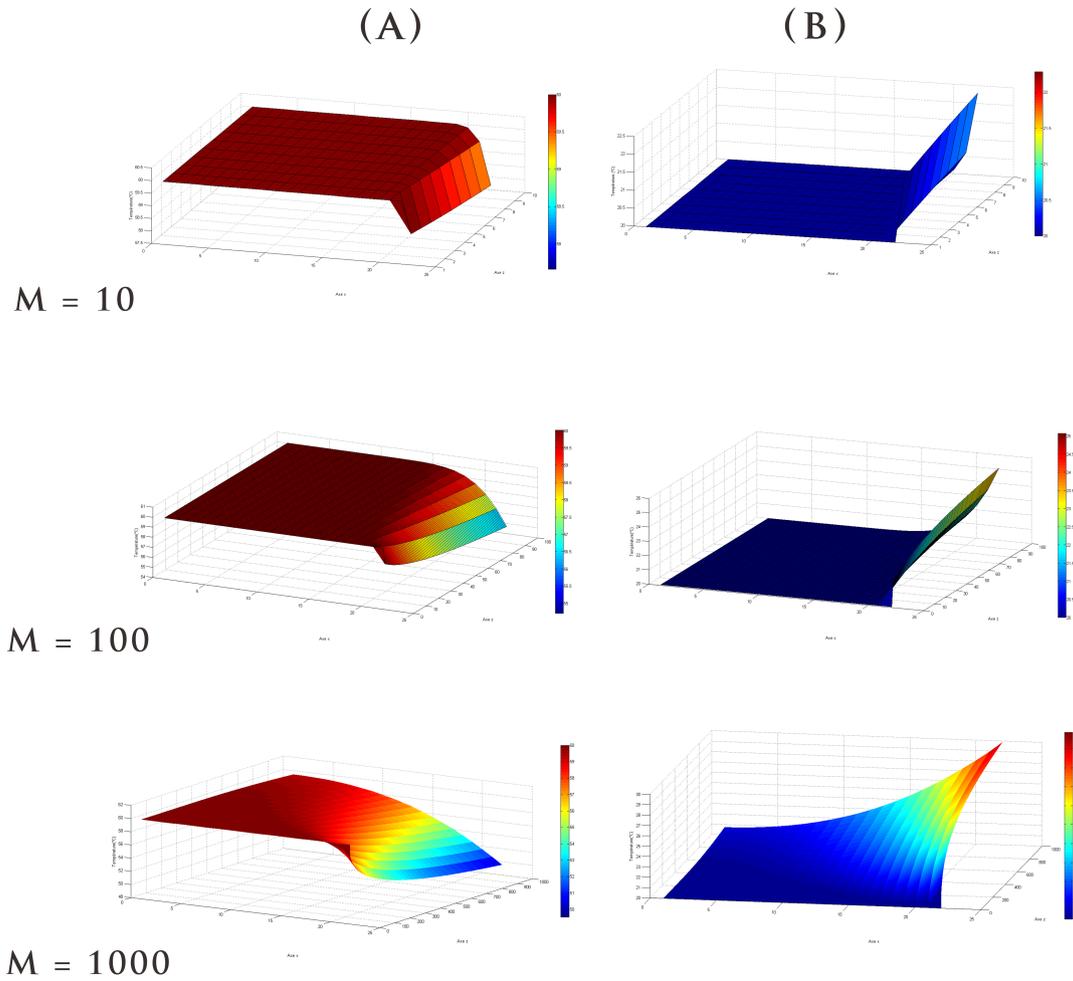


FIGURE 2.10 – distribution de la température en fonction du nombre de sous systèmes a) côté chaud b) côté froid

La distribution de la température en fonction de la longueur de la membrane (axe z) est présentée dans la figure 2.11. Comme dans la distribution tridimensionnelle, on voit que la température du côté chaud diminue, et celle du côté froid augmente, ceci est dû aux transferts de chaleur par conduction selon l'axe x , et la convection selon l'axe z . On remarque aussi que les valeurs du modèle sont proches des valeurs expérimentales trouvées dans la référence [28].

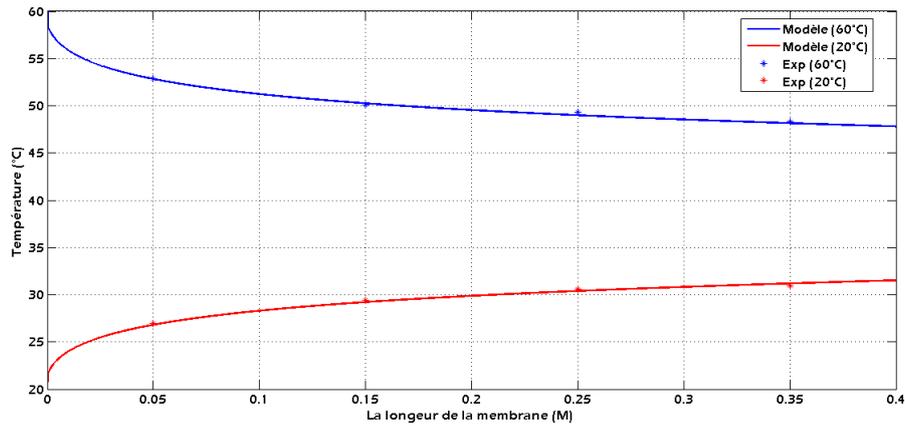


FIGURE 2.11 – Évolution de la température sur la longueur de la membrane

Flux massique :

Les figures 2.16 et 2.13 représentent la distribution du flux massique en fonction de la longueur de la membrane, et la variation du flux massique en fonction de la vitesse d'écoulement.

On voit que plus on est proche de la sortie du système, plus le flux massique diminue, ceci peut être expliqué par le fait que la différence de température des deux côté de la membrane diminue par l'effet de transfert de chaleur, et vu que la différence de température est la force motrice des phénomènes de transfert dans le procédé DCMD, ceci introduit une diminution du flux massique selon l'axe z. En plus, on voit que les valeurs donné par le modèle sont proches aux valeurs expérimentales.

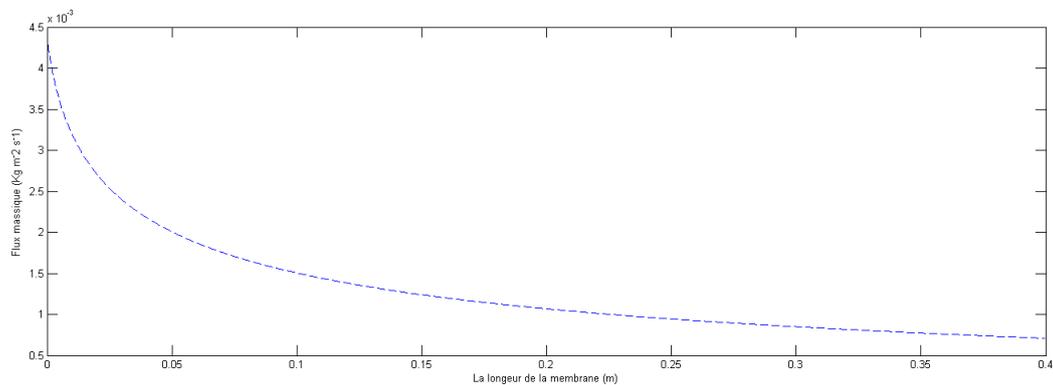


FIGURE 2.12 – Évolution du flux massique sur la longueur de la membrane

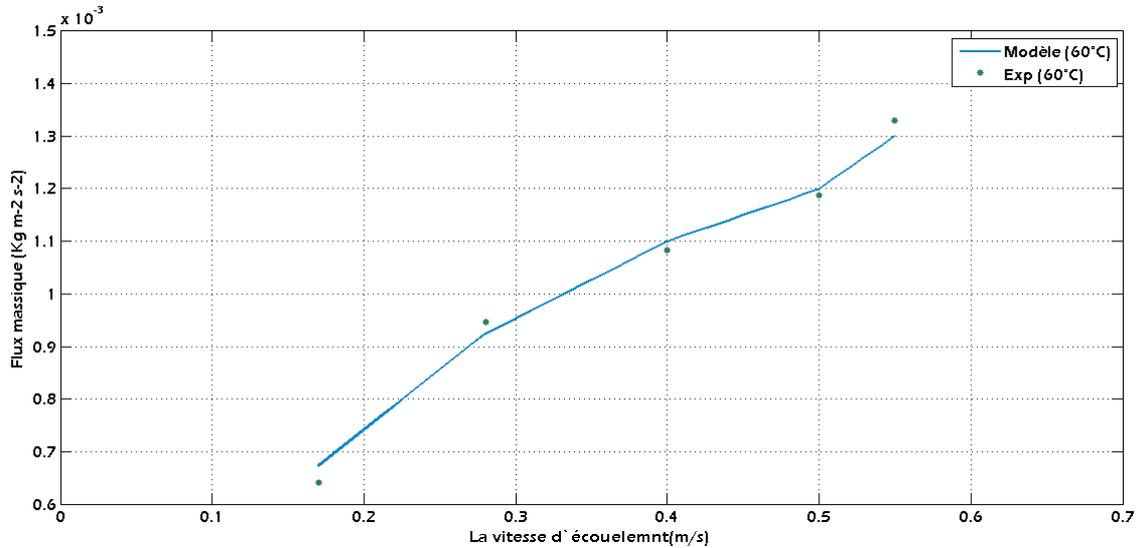


FIGURE 2.13 – Evolution du flux massique en fonction de la vitesse d'écoulement

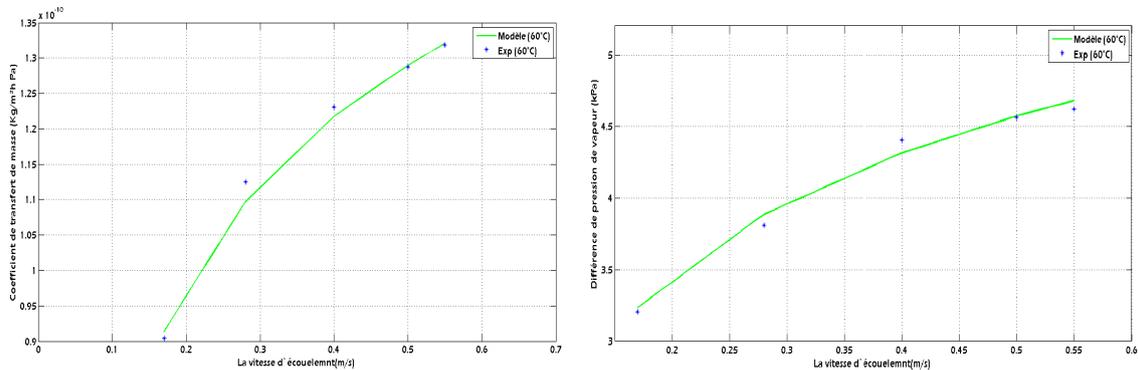


FIGURE 2.14 – Evolution du coefficient de transfert de masse et la différence de pression entre les deux côtés de la membrane en fonction de la vitesse d'écoulement

La figure 2.14 représente la variation du coefficient de transfert de masse et de la différence de vapeur des deux côtés de la membrane, en fonction de la vitesse d'écoulement. On voit clairement que les variations données par le modèle et les données expérimentales sont proches, ce qui prouve que la dynamique du modèle d'état est une image de celle du procédé réel.

Simulation en régime dynamique :

Dans cette partie, nous avons procédé à une simulation en régime dynamique, où toutes les variables de tout les M sous systèmes varient en fonction du temps. Ceci introduit une augmentation

énorme dans le temps et les complexités des calculs, vu que tous les paramètres varient à chaque instant.

De plus, le système devient plus sensible, et risque de diverger avec une petite variation paramétrique. Cependant l'approche est plus réaliste et donne toujours des valeurs valides, et le plus important c'est le fait qu'elle soit adaptée aux applications de commande, et de diagnostic.

La simulation en mode dynamique utilise le même algorithme de l'approche statique avec une modification majeure, qui est la simulation en fonction du temps de tout les M sous systèmes.

La modification de l'algorithme est expliquée dans le diagramme présenté dans la figure 2.15.

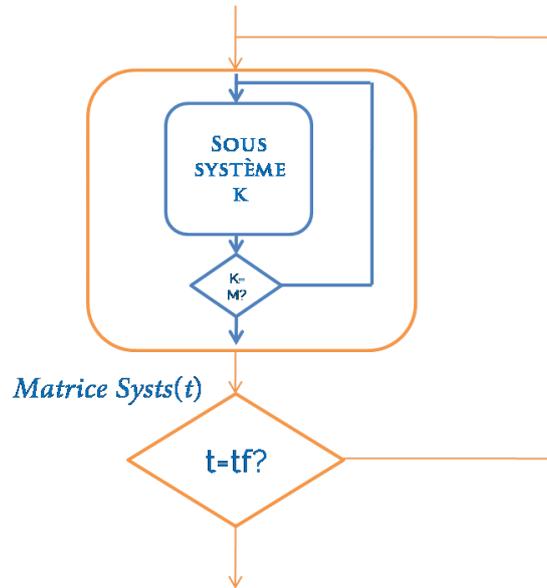


FIGURE 2.15 – Logigramme de l'algorithme de simulation (régime dynamique)

Résultats de simulation

La figure 2.16 représente la distribution de température dans côté chaud de la membrane, en fonction du temps, pour une température d'entrée de côté chaud de $60^{\circ}C$, température d'entrée côté froid de $20^{\circ}C$, et pour une vitesse de $0.17m/s$ pour les deux solutions. On voit que la température diminue lentement en fonction du temps, du côté de la membrane et du côté de la sortie, à cause des transferts de masse par conduction selon l'axe x, et convection selon l'axe z.

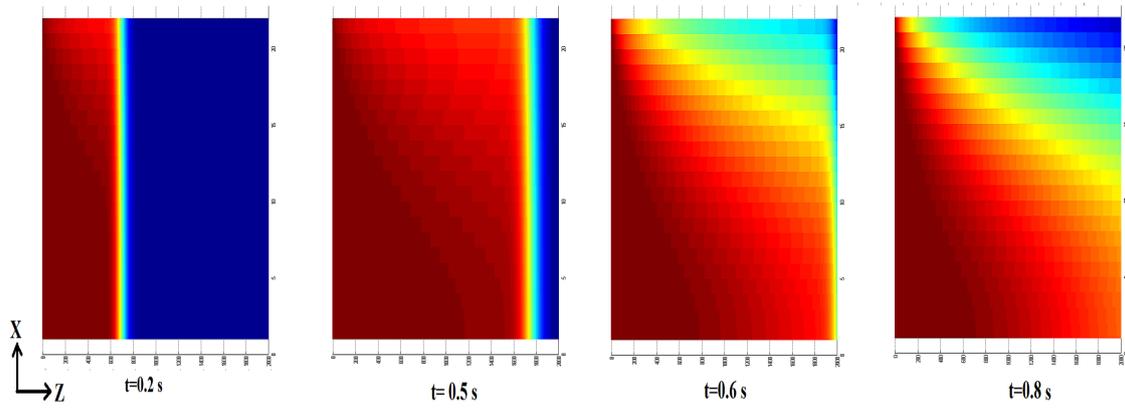


FIGURE 2.16 – La distribution de température dans le canal chaud(a)

La figure 2.17 représente la distribution de température de sortie du système suivant l'axe x , dans des instants différents, on voit l'évolution de la température en fonction du temps, et sa valeur finale en régime permanent.

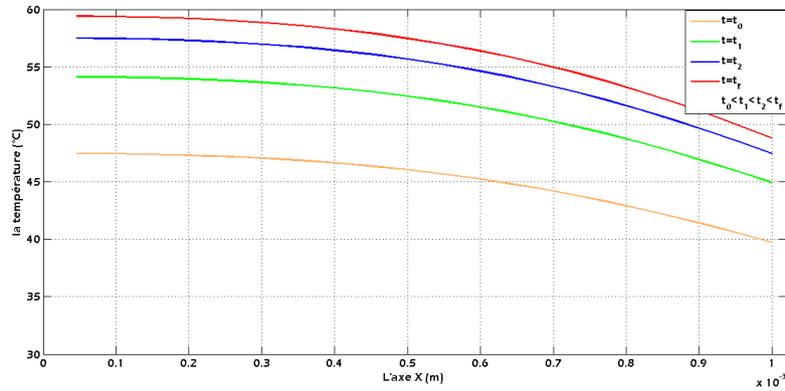


FIGURE 2.17 – Evolution de la température de sortie ($z=M$) en fonction du temps

L'évolution du flux massique d'un sous système, et la production en eau de la station DCMD en fonction du temps sont donnés respectivement par les figures 2.18 et 2.19.

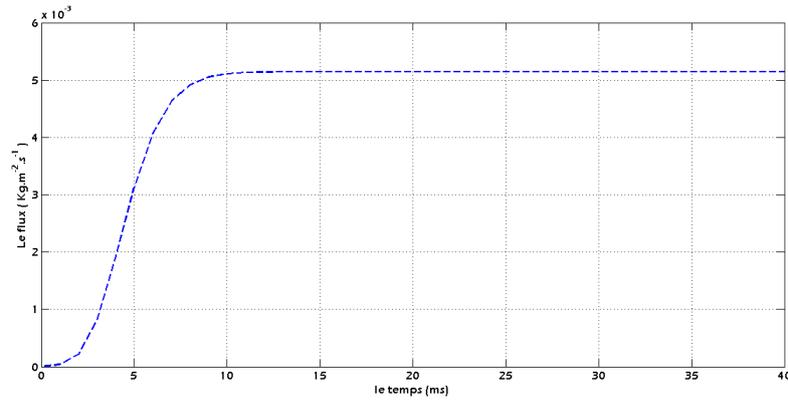


FIGURE 2.18 – Evolution du flux massique d'un sous système en fonction du temps

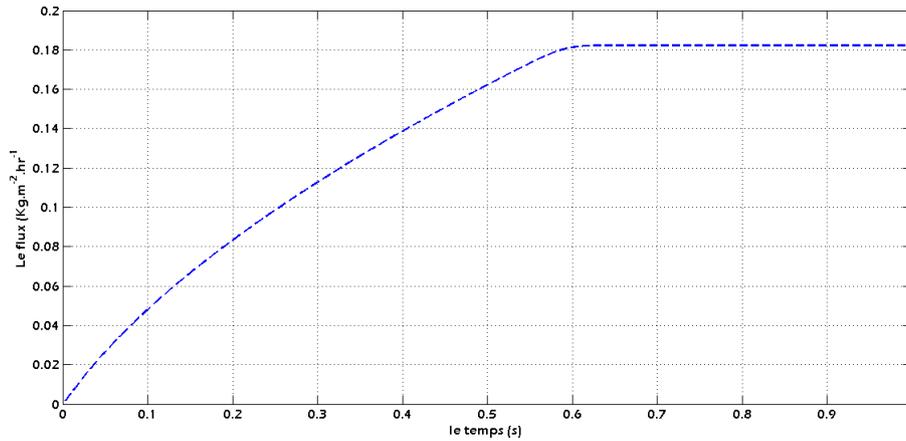


FIGURE 2.19 – Evolution de la production de l'eau en fonction du temps

Validation du modèle

En comparant les résultats des expériences de référence [28] et les résultats du modèle, le modèle proposé donne une correspondance étroite avec une erreur inférieure à 5% . La courbe de validation de température de sortie du côté chaud en fonction de la vitesse d'eau se trouve sur la figure(2.20)

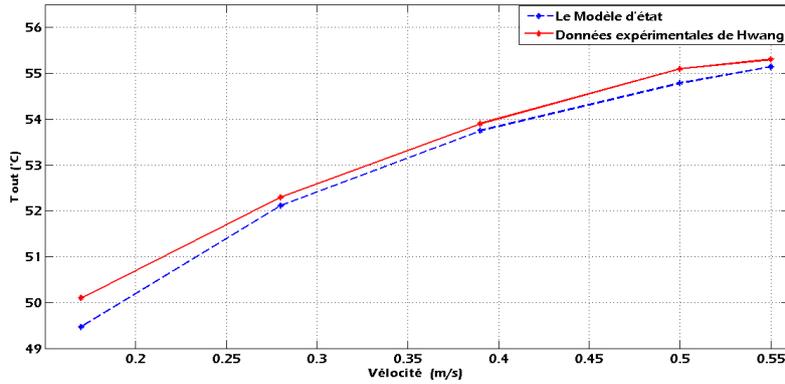


FIGURE 2.20 – Comparaison entre données expérimentales de Hwang et al. [28] et le modèle d'état . L'erreur absolue est inférieure à 5% entre les deux lectures

Le tableau 2.4 répertorie les résultats expérimentaux et les résultats du modèle pour

| Vélocité | T_{out} côté chaud | | | T_{out} côté froid | | |
|----------|----------------------|--------|--------|----------------------|--------|--------|
| | Expérimental | Modèle | Erreur | Expérimental | Modèle | Erreur |
| 0.17 | 50.1 | 49.4 | 1.14 % | 29.1 | 31.1 | 3.61 % |
| 0.28 | 52.3 | 52.1 | 0.30 % | 27.4 | 28.1 | 1.26 % |
| 0.39 | 53.9 | 53.7 | 0.27 % | 26.3 | 27.0 | 1.26 % |
| 0.50 | 55.1 | 54.8 | 0.57 % | 25.8 | 25.8 | 0.10 % |
| 0.55 | 55.3 | 55.1 | 0.28 % | 25.4 | 25.4 | 0.90 % |

TABLE 2.4 – La comparaison des températures de sorties des deux côtés entre les données expérimentales et les résultats du modèle (température d'entrée de côté chaud $60\text{ }^{\circ}\text{C}$, température d'entrée côté froid de $20\text{ }^{\circ}\text{C}$)

On conclut que le modèle d'état présenté dans ce chapitre est un modèle valide, et les variations de ce dernier reflètent celles du système réel dans les mêmes conditions de fonctionnement. Ceci va nous fournir un outil très utile pour la suite de ce travail, et nous permettre de valoriser la synthèse de l'observateur d'état, et le module de diagnostic présentés dans les prochains chapitres.

2.6 Conclusion

Dans ce chapitre nous avons présenté un modèle d'état non linéaire du système DCMD.

Dans un premier temps nous avons présenté les différentes approches de modélisation des systèmes MD et une étude comparative entre elles, ensuite nous avons expliqué les phénomènes de transfert de chaleur et de masse et leur importance dans les applications MD.

Par la suite, un modèle théorique du DCMD à été présenté, afin de développer le modèle d'état non linéaire du module DCMD sous sa forme matricielle. Enfin nous avons fait des simulations du modèle d'état en régime statique et dynamique, en comparant les résultats avec des données expérimentales.

On conclut que le modèle d'état présenté donne une réponse très semblable à celle du procédé réelle, ce qui valide l'approche de modélisation, et ouvre la porte à d'autres applications afin d'optimiser le rendement de la station DCMD

CHAPITRE 3

SURVEILLANCE DE LA STATION DCMD À TRAVERS UN
OBSERVATEUR À ENTRÉE INCONNUE UIO

3.1 Introduction

La DCMD est une technique thermique de séparation membranaire. Dans ce processus, les transferts de chaleur et de masse à travers la membrane microporeuse sont impliqués simultanément. Par conséquent, la connaissance et la prédiction du gradient de température à l'intérieur du module DCMD, ainsi que les températures de la couche membranaire est indispensable pour comprendre les variations du flux massique de l'eau produit par la station, et avoir une idée sur l'état de la membrane.

Cependant, la nature du procédé ne permet pas d'avoir accès à cette information, la taille des modules MD, ainsi que leur nature ne permet pas le placement des capteurs sur la membrane [1]

Pour ce but, la synthèse d'un observateur peut être très utile pour reconstruire ou estimer les températures à l'intérieur du module DCMD, vu que la seule information disponible est la température d'entrée et de sortie.

L'observateur d'état est un outil permettant la reconstruction des variables d'état internes d'un système à partir des entrées et des sorties du système réel. Alors, l'observateur ou l'estimateur d'état a pour entrées les entrées et les sorties du système réel et pour sorties le vecteur d'état estimé.

Pour ce type de systèmes, les observateurs classiques ne sont pas applicables sur le modèle d'état développé dans la partie précédente (chapitre 2), car le modèle d'état du système de DCMD a été modélisé comme étant M sous systèmes mis en cascade, il est donc clair qu'on a pas la valeur de la sortie du premier sous système et la valeur de l'entrée pour les autres sous systèmes, et donc il est impossible de les observer par un simple observateur vu l'absence de la valeur de la sortie de ces derniers.

Le problème d'estimation devient plus délicat à résoudre lorsque le système dynamique contient des entrées inconnues. Pour estimer conjointement l'état du système et ses entrées, les études sur les observateurs à entrées inconnues ont été conduites d'abord sur les systèmes linéaires, puis sur les systèmes non linéaires Lipschitziens. La présence de ces entrées inconnues peut rendre l'estimation de l'état délicate, puisqu'elles interviennent dans la dynamique du système et dans la mesure et parfois d'une façon non-linéaire.

Ce chapitre présente en premier lieu le principe d'estimation des états par l'observateur à entrée inconnue (UIO), par la suite la deuxième partie est consacrée au développement du modèle de l'UIO pour le système DCMD, Et en troisième partie les résultats trouvés sont utilisés pour illustrer les performances de l'observateur sur le système de DCMD à travers des simulations, et nous terminerons ce chapitre par une conclusion.

3.2 La synthèse de l'observateur à entrée inconnue

3.2.1 Le principe de l'estimation d'état par l'UIO

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

sur son entrée et sa sortie .

Dans notre étude, le modèle d'état du système de DCMD a été modélisé comme étant M sous système d'état mis en cascade.

Il est clair qu'on a pas la valeur de la sortie du premier sous système, ainsi que la valeur de l'entrée des les autres sous systèmes, ce qui rends impossible d'observer ces sous systèmes par un simple observateurs vu l'absence de la valeur de la sortie et la valeur de l'entrée pour les sous systèmes restants. Pour cela nous allons utiliser des observateurs d'état à entrée inconnue (appelés UIO) qui permettent d'observer tout les états pour chaque sous système malgré l'absence de la valeur de son entrée et ceci en estimant l'état du système ainsi que son entrée au même temps.

Pour observer tout les sous-systèmes (c.à.d. le système complet) nous allons suivre la démarche suivante :

1. On observe tout les états $^N \hat{x}_i$ et les entrées $^N \hat{u}_i$ inconnues du sous système N vu la disponibilité de sa sortie a la mesure.
2. On observe tout les états $^{N-1} \hat{x}_i$ et les entrées inconnues $^{N-1} \hat{u}_i$ du sous système $N - 1$ dont la sortie est l'entrée observé dans l'étape précédente.
3. On continue de la même manière jusqu'au premier sous système, et on compare l'entrée globale estimée avec l'entrée du système réel.

3.2.2 L'observabilité des états

Avant d'entamer la procédure de conception d'un observateur pour pour le système DCMD, il est important et nécessaire de s'assurer que l'état peut être estimé à partir des informations sur l'entrée et la sortie. C'est en d'autres termes, s'assurer que le système est observable, ce qui est vérifier voir Annexe.B .

3.2.3 Le modèle de l'observateur à entrée inconnue UIO

Tout d'abord, puisque on a le même modèle d'état pour tout les sous-système, on va simplifier son écriture, et prendre une notation plus simple comme u , x , y et θ , ψ et A, B, C , donc le modèle d'état devient :

$$\begin{cases} \dot{x} = Ax + Bu + \Psi(x)\theta \\ y = Cx \end{cases} \quad (3.1)$$

Pour déterminer la distribution de la température à l'intérieur du système à partir de la sortie mesurable, il faut que l'observateur assure que les états observées \hat{x} et l'entrée observé \hat{u} convergent vers les états et l'entrée du système (x, u) , même dans la présence des perturbations inconnues ${}^j \Psi_s({}^j x_s) \cdot {}^j \theta_s$

Soit :

$$\max \left(\|\theta\|, \|\hat{\theta}\| \right) \leq \|\theta_m\| \leq \sigma_\theta \quad (3.2)$$

Où, $\hat{\theta}$ est l'estimation de θ et σ_θ un scalaire positif

Un observateur à entrée inconnue existe pour ce système (3.1) si et seulement si les deux conditions suivantes sur le terme de perturbation sont satisfaites :

1) $\|\Psi(x, \theta)\|$ est bornée :

$$\begin{cases} \|\Psi(x, \theta)\| \leq \|\Psi(x, \theta_m)\| \leq \sigma_\theta \|\Psi(x)\| \\ \|\Psi(x, \hat{\theta})\| \leq \|\Psi(x, \theta_m)\| \leq \sigma_\theta \|\Psi(x)\| \end{cases} \quad (3.3)$$

2) $\|\Psi(x, \theta)\|$ est σ_Ψ -Lipschitzienne :

$$\exists \sigma_\Psi > 0 \text{ telque : } \|\Psi(x, \theta) - \Psi(\hat{x}, \theta)\| \leq \sigma_\Psi \|x - \hat{x}\| \leq \sigma_\Psi \tilde{x} \quad (3.4)$$

et

$$\|\Psi(x)\theta - \Psi(\hat{x})\hat{\theta}\| = \|\Delta\Psi\| \leq \sigma_\Psi \sigma_\theta \tilde{x} \quad (3.5)$$

Tel que l'erreur d'estimation est donnée par :

$$\tilde{x} = x - \hat{x} \text{ et } \tilde{u} = u - \hat{u}$$

Pour un système non linéaire défini par la relation (3.1) l'observateur d'état entrée inconnue s'écrit sous la forme suivante [20] :

$$\begin{cases} \dot{\hat{x}} = A\tilde{x} + B\hat{u} + \Psi(\hat{x})\hat{\theta} + L(y - \hat{y}) \\ \hat{y} = C\hat{x} \\ \dot{\hat{u}} = \eta(y - \hat{y}) \end{cases} \quad (3.6)$$

Pour trouver les paramètres de l'observateur permettant la convergence asymptotique de x vers \hat{x} et u vers \hat{u} nous devons résoudre la LMI ci-dessous :

$$\begin{bmatrix} [(A - LC)^T P + P(A - LC) + 2\sigma_\Psi \sigma_\theta] & [PB - C^T \eta^T R] \\ [B^T P - R\eta C] & 0 \end{bmatrix} < 0 \quad (3.7)$$

Pour plus de détails sur la démonstration de ce LMI, voir l'annexe(C).

Remarque : L'inégalité ci-dessus inclut un terme non linéaire présenté par PLC ce qui rend le LMI non faisable.

Pour surmonter ce problème, on définit le changement de variable suivant : $K = P^{-1}L$. ce qui rend chaque terme du LMI avec une seule variable inconnue, et rend le LMI 3.7 solvable par le calculateur.

Dans cette partie, nous avons élaboré un observateur à entrée inconnue permettant l'estimation conjointe de tout le vecteur d'état et l'entrée inconnue pour chaque sous-système. L'étude de la stabilité est abordée (en annexe(C)) à l'aide de la méthode de Lyapounov en introduisant un critère de performance.

Des conditions portantes sur l'existence de l'observateur et garantissant la stabilité asymptotique de l'erreur sont établies sous forme de LMI 3.7.

3.3 Simulations et résultats

Dans cette partie, nous allons présenter les résultats de simulation de l'estimation des états de la station DCMD, à travers l'observateur UIO développé dans la partie précédente.

Pour ce but, les gains de l'observateur sont calculés à travers la résolution du LMI avec l'outil *LMI Toolbox* de **Matlab**.

Il est à noter que les gains L et η sont les mêmes pour chaque sous système, vu que l'inégalité présentée par le LMI décrit par l'équation C.13 ne dépend pas de la position sur l'axe z, et dépend uniquement des matrices d'état, d'entrée, et de sortie du sous système.

Dans les prochaines simulations, on a considéré que la valeur du gain L donnée par la fonction de résolution du LMI est la bonne valeur du gain. Par contre, la réponse a été améliorée en agissant sur le gain η .

Ceci résulte du fait que l'observateur estime en même temps la valeur de l'entrée (\hat{u}) et l'état (\hat{x}), et donc la dynamique de \hat{u} doit être rapide de celle de \hat{x} , et ceci peut être réalisé par un simple choix de valeurs propres (pôles) de la matrice η .

Les simulations ont été faites avec les paramètres physiques présenté dans le tableau Y.

3.3.1 Simulation d'un sous système

On présentera dans un premier temps les résultats de simulations d'un seul sous système.

Le principe de simulation est d'estimer l'état du sous système en ayant une seule seule information qui est la sortie. Par la suite l'entrée du système réelle est utilisée pour la comparer avec l'entrée estimée et valider que l'estimation est correcte.

Ce principe est expliqué par le schéma donné dans la figure 3.1.

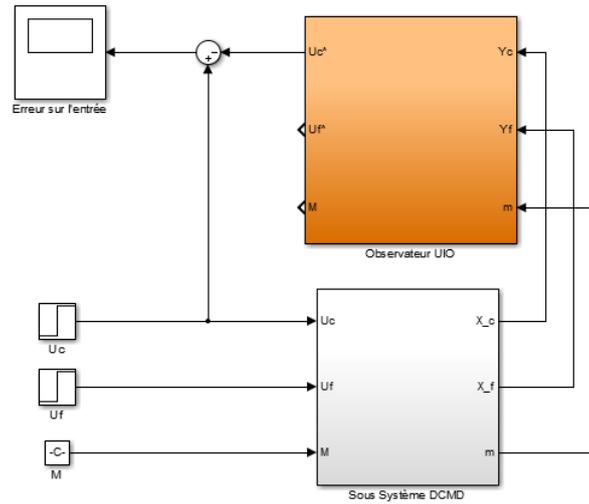


FIGURE 3.1 – Schéma de simulation d'un sous système DCMD

Les états du sous système précédant et leur estimés dans le côté chaud et froid de la membrane sont donnés respectivement par les figures 3.2 et 3.3, pour les données initiales $\hat{x}_i(t=0) = 0$.

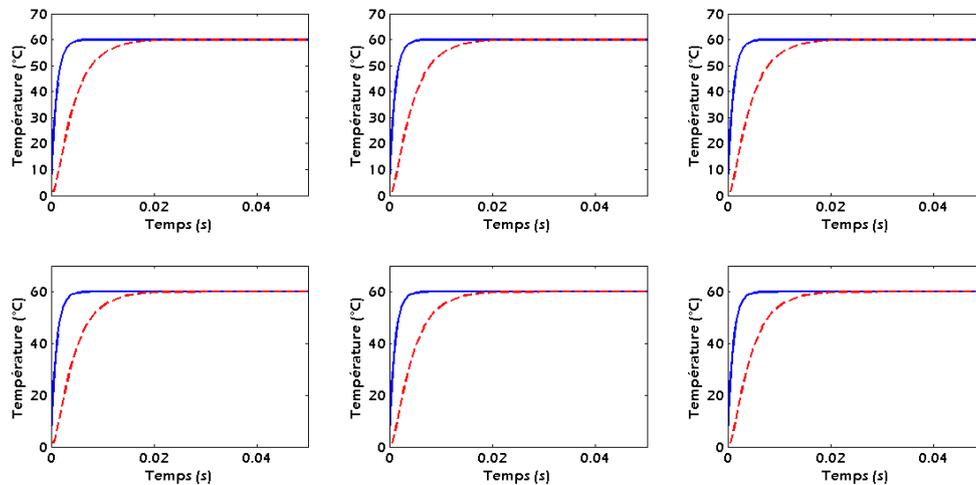


FIGURE 3.2 – États du sous système simulé et son estimé dans le côté chaud

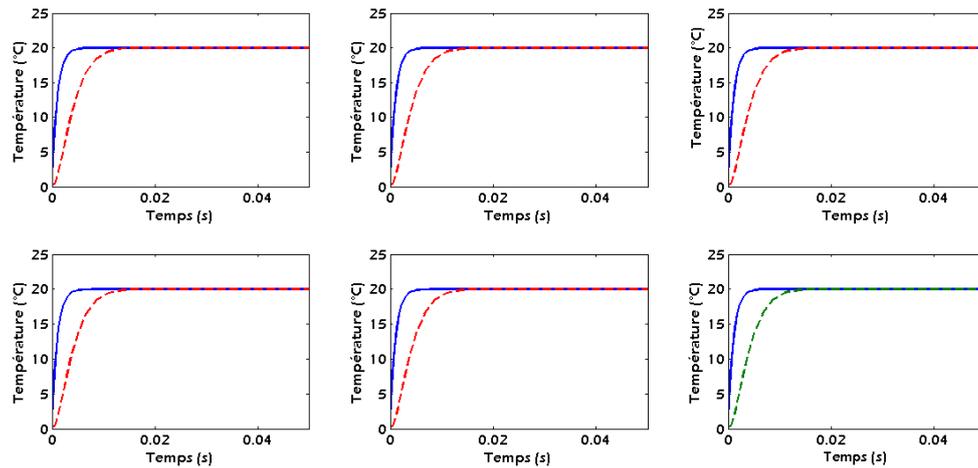


FIGURE 3.3 – États du sous système simulé et son estimé dans le côté chaud

Les figures montrent la convergence des états estimés au valeurs des états du système pour les deux cotés chaud et froid de la membrane.

Pour voir l'efficacité de l'observateur, l'erreur d'observation sur l'état est présentée dans la figures 3.5.

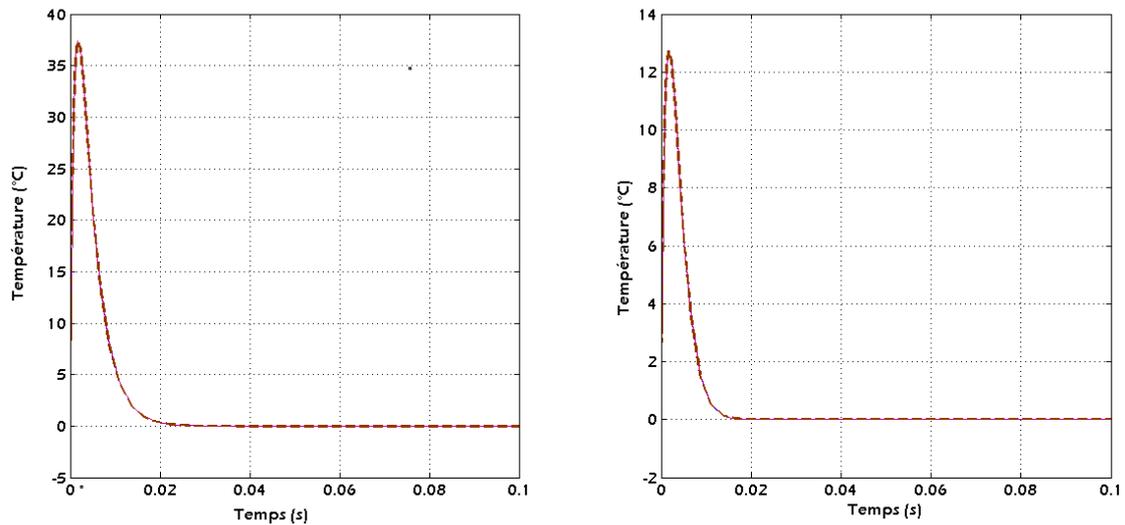


FIGURE 3.4 – Erreur d'estimation des états dans les deux côtés de la membrane

En se basant sur la figure 3.5, on peut constater que l'observateur se comporte comme prévu et les erreurs d'estimation pour les deux côtés de la membrane initiales convergent asymptotiquement vers zéro.

3.3.2 Observation de la station DCMD

Cette partie présente l'application de l'observateur UIO à la station DCMD représentée par le modèle d'état.

L'objectif est d'estimer avec précision le gradient de température dans les deux côtés de la membrane, à travers une seule information qui est le signal d'entrée et de sortie.

Pour atteindre ce but, on considère un maillage de $N \times M$ points avec :

$M = 30$ et $N = 6$ pour les deux côtés de la membrane. Ce maillage se traduit en 30 sous système ayant 6 variables d'états, comme montré dans la figure X.

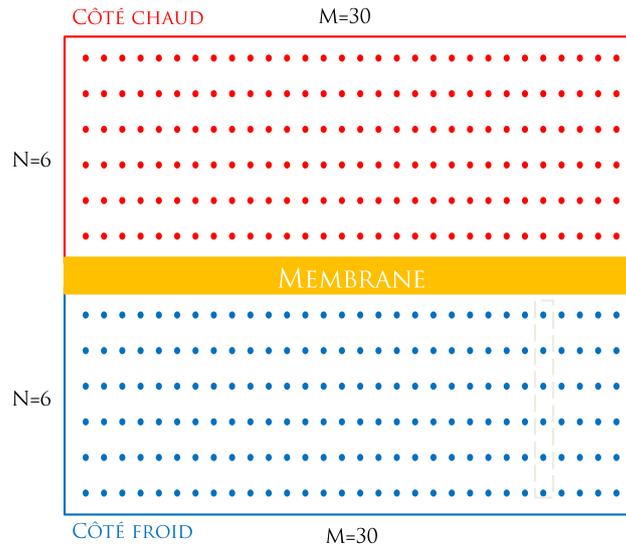


FIGURE 3.5 – Paramètres du maillage utilisés pour la simulation

Les gains de l'observateur sont générés par la résolution du LMI C.13. Les résultats de simulation de l'observation à base de l'observateur UIO sont montrés dans les figures X.

L'erreur d'estimation sur l'entrée globale du système (C'est à dire après M itérations) est donnée par la figure 3.6.

On voit clairement que l'erreur sur l'entrée E_u converge asymptotiquement vers zéro, ce qui confirme que l'estimation des états a été bien faite.

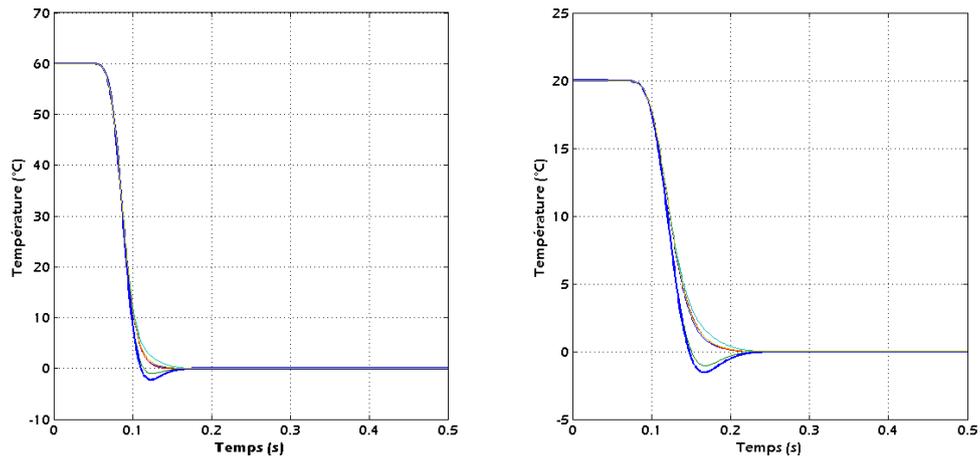


FIGURE 3.6 – Erreur d'estimation sur l'entrée du système dans les deux côtés de la membrane

Afin d'assurer que l'estimation des états du système a été bien faite, l'état du sous système N ° 15 et son estimé dans le côté chaud de la membrane est présenté dans la figure 3.7, tandis que l'erreur d'observation sur l'état du sous système N ° 25 est présentée dans la figure 3.8

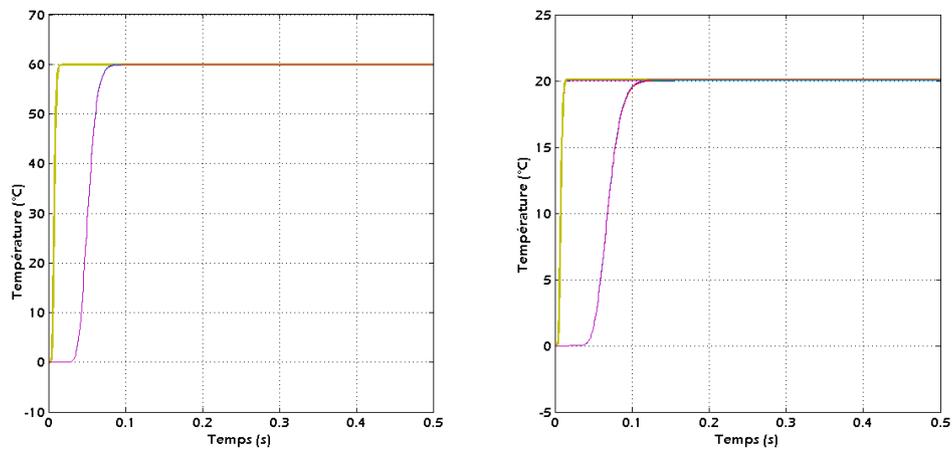


FIGURE 3.7 – L'entrée et l'entrée estimé du système dans les deux côtés de la membrane

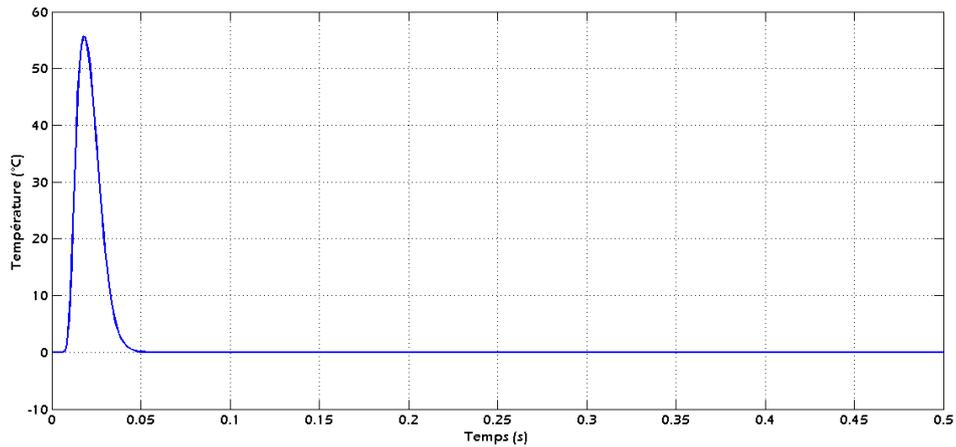


FIGURE 3.8 – Erreur d'estimation sur l'entrée du système dans les deux côtés de la membrane

On voit que pour les deux sous systèmes, l'état estimé par l'observateur converge aux valeurs de l'état du système réel, ce qui indique que la procédure d'observation est réussie.

Estimation du flux massique : L'observateur UIO proposé reproduit le comportement du système, et afin de calculer les conditions aux limites (équations X), le flux massique J doit être estimé. Le flux estimé d'un sous système et celui de son image du sous système réel est illustré dans la figure 3.9.

La figure montre que l'estimation est bonne vu que le flux estimé est égal à celui du système en régime permanent.

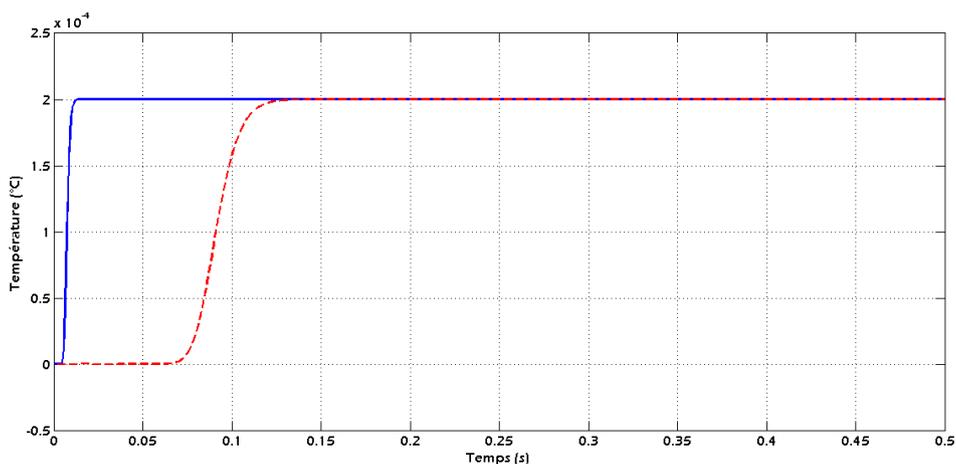


FIGURE 3.9 – Flux massique d'un sous système et son estimé

Gradient de température estimé :

La connaissance de l'évolution du gradient de température dans les deux côtés de la membrane est indispensable pour comprendre et suivre le rendement du phénomène de transfert de masse.

L'objectif principale de l'implémentation de l'observateur d'état est d'estimer ce gradient à travers l'entrée et la sortie du système.

Les figures 3.10 et 3.11 montrent le gradient de température pour le maillage proposé, donnés par le modèle et l'observateur UIO.

Il est clair que le gradient estimé est égale à celui du modèle pour les deux côtés, ce qui nous permet de conclure que l'observateur proposé est performant, et donne des valeurs correctes et précises des températures du système DCMD ainsi que des paramètres internes de ce dernier comme le flux massique.

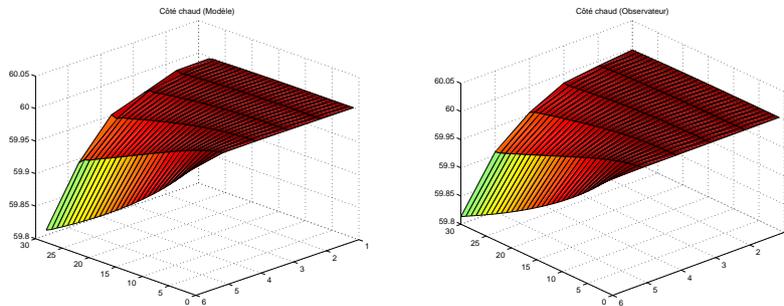


FIGURE 3.10 – Gradient de température dans le côté chaud donné par le système et l'observateur UIO

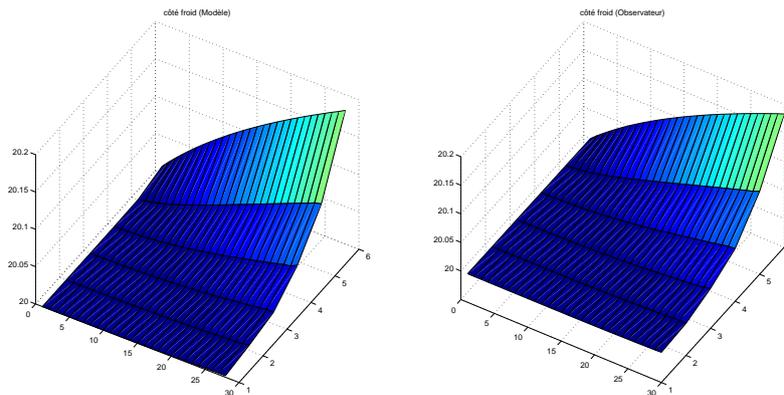


FIGURE 3.11 – Gradient de température dans le côté froid donné par le système et l'observateur UIO

3.4 Conclusion

L'objectif ce chapitre est de présenter une approche d'estimation du gradient de température dans les côtés chaud et froid d'un système de dessalement DCMD, à travers l'utilisation d'un observateur à entrées inconnues UIO à base de LMI.

En premier temps, nous avons présenté l'approche d'observation à travers les entrées et sorties du système, ainsi que les différents développements mathématiques qui ont permis d'aboutir aux équations de l'observateur.

Par la suite nous avons appliqué les résultats trouvés sur le système DCMD représenté par son modèle d'état, afin de tester l'efficacité de l'observateur proposé. Les résultats de simulation ont montré la capacité d'estimation d'état à travers la résolution du LMI proposé pour calculer les gains d'observateur, et ont confirmé les performances de l'observateur UIO pour l'estimation d'état et le gradient de température à l'intérieur de la station de dessalement.

CHAPITRE 4

DIAGNOSTIC DE DÉFAUTS À BASE D'OBSERVATEUR UIO
DANS LE SYSTÈME DCMD

4.1 Introduction

Le fouling dans les membranes est l'un des plus grands problèmes rencontrés en distillation membranaire. Ce sujet a fait l'objet de nombreux travaux de recherche portant sur la modélisation du fouling [31, 32] .

Le fouling découle de l'accumulation de matière à la surface des membranes. La conséquence la plus problématique du fouling est la diminution, parfois extrêmement accentuée, du flux de perméat avec le temps. D'autres conséquences directes ou indirectes du fouling sont la diminution de la durée de vie active des membranes.

Dans ce chapitre, notre but est d'aboutir à une méthode pour diagnostiquer les facteurs derrière l'atténuation du flux massique dans la station DCMD. Pour atteindre cet objectif, nous allons partager le travail en trois parties.

La première partie de ce chapitre sera consacrée à la présentation de la théorie de diagnostic des systèmes dynamiques, les différents termes utilisés, et les méthodes de générations de résidus, en se focalisant sur les méthodes de diagnostic à base de modèle.

En second lieu, nous allons présenter les deux facteurs majeurs responsables à la réduction du flux, le premier étant la mauvaise polarisation de température (mauvais TPC) due au mauvais paramétrage du système et on expliquera comment cette dernière affecte le flux, et en deuxième lieu on étudiera le fouling, en présentant les différents types du de ce dernier. Ensuite nous allons élaborer quatre modèles qui régissent le transfert du masse à travers la membrane en présence des différents types du fouling.

Dans la troisième partie, nous allons appliquer l'approche de diagnostic à base d'observateur UIO sur la station DCMD, afin de détecter l'occurrence de défaut et sa nature.

4.2 Diagnostic des systèmes dynamiques

Dans cette partie, nous présenterons un résumé sur la théorie de diagnostic de défauts, les termes utilisés, et les différentes approches de détection.

Le diagnostic des systèmes dynamiques est une procédure qui consiste à détecter et localiser un composant ou un élément défectueux dans ces derniers.

La détection est définie par la capacité d'avoir une information sur l'état du système dans le cas d'apparition d'un ou plusieurs défauts [47]. La figure 4.1 représente la structure générale d'une procédure de diagnostic, où le module de diagnostic est alimenté par toute information et mesure disponible (observation, modèle, capteur ...) sur le système. Cette connaissance inclut les mesures des variables et toute autre information pouvant être utile pour le diagnostic.

Le module de diagnostic traite les observations et les mesures, et produit une information sur les défauts possibles pouvant affecter le système au cours du temps. Souvent, le système est régulé par un contrôleur dans le but d'améliorer ses performances. Dans ce cas, les variables connues sont les sorties du contrôleur et les mesures de sorties fournies par les capteurs.

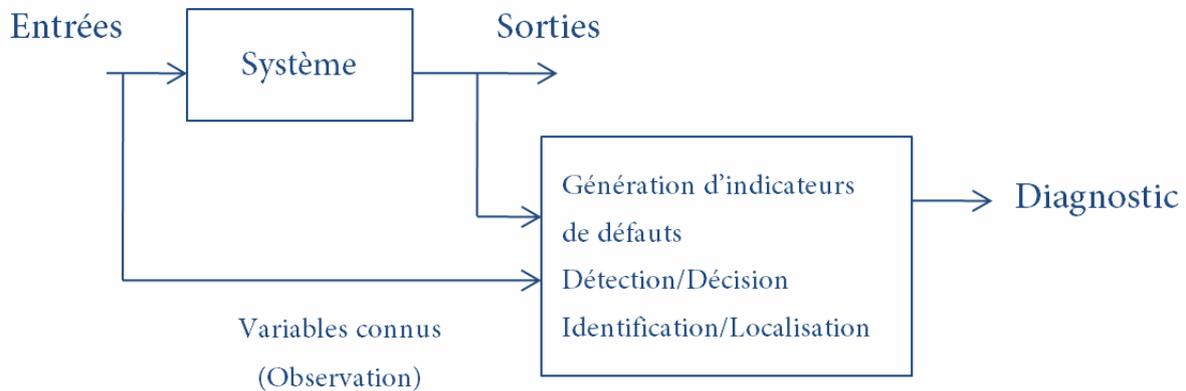


FIGURE 4.1 – Principe général du diagnostic [50]

Redondance de l'information : Pour détecter les éléments défectueux d'un système, un certain degré de redondance est requis.

La redondance est définie par le fait de disposer d'une même information de plusieurs manières, et est utilisée pour effectuer des tests de cohérence entre les variables mesurées et les variables du modèle, afin de prendre une décision sur l'existence d'un défaut ou pas [50].

Dans les applications à haut risque, (les systèmes de commande et de surveillance des centrales nucléaires ou les systèmes de pilotage et de navigation des avions) la redondance peut être assurée au moyen de mesures supplémentaires, d'où le nom de la *redondance matérielle*. Par exemple, les capteurs peuvent être doublés ou triplés et une procédure de vote majoritaire permet de savoir lequel est en défaut ou non.

La redondance matérielle a l'avantage d'être fiable et donne un rendement élevé, mais cette approche a des inconvénients physiques liés au poids et à l'espace occupé par le matériel ajouté ainsi que des inconvénients économiques car elle engendre un surcoût.

De plus, il arrive que pour des raisons techniques d'installation, les composants ne peuvent pas être dupliqués.

L'alternative à la redondance matérielle est la *redondance analytique* [50], qui est définie par l'existence d'une ou plusieurs relations ne faisant intervenir que des grandeurs mesurables, vraie(s) en l'absence de défaut. L'infirmité de ces relations met en évidence la présence d'un ou plusieurs défauts.

4.3 Notion de résidus

Dans la majorité des cas, les mesures et les informations acquises sur un processus ne permettent pas la détection directe d'un défaut. La détection de défaut doit donc passer par la génération d'un

indicateur de défaut, couramment appelé résidu [50].

Le résidu est un indicateur défini par une relation de consistance. Il est conçu afin d'être nul en moyenne dans un cas de bon fonctionnement. En revanche, dans un cas avec défaut, le résidu s'éloigne de sa valeur moyenne nulle et permet d'indiquer la présence d'un défaut.

Ces indicateurs issus de l'étape appelée "*génération de résidus*" sont des signaux résultant de transformations mathématiques permettant d'être sensibles aux défauts recherchés.

De manière générale, le vecteur de mesure y est liée au vecteur d'état x , au vecteur de commande u , au vecteur des paramètres θ , au vecteur des perturbations v et au vecteur des défauts f par une relation (fonction) F relative au comportement du processus

$$y = F(x, u, \theta, v, f)$$

Un résidu est un vecteur dont la dimension dépend à la fois de la méthode utilisée par la génération et du système étudié :

$$r = G(y - F(x, u, \theta, v, f))$$

Avec $r = 0$ dans un cas sans défaut f et sans perturbation v .

Chacune des composantes du résidu est plus ou moins sensible à la présence de défauts.

Enfin, il est important de noter que la fonction de "*génération de résidus*" (G) prendra des formes différentes suivant la méthode de diagnostic utilisée.

4.4 Générateur de résidu

Pour qu'un signal généré à partir des entrées et sorties d'un système soit un résidu, il faut qu'il soit affecté par un sous-ensemble de défauts.

Un résidu est un signal indicateur de défauts. Il reflète la cohérence des données mesurées vis-à-vis du modèle comportemental du système.

Un générateur de résidu $Q(s)$ est un système qui filtre les entrées $U(s)$ et sorties $Y(s)$ du système à surveiller et génère un signal appelé résidu (Nyberg and Nielsen, 1997).

$$R(s) = Q(s) \begin{pmatrix} Y(s) \\ U(s) \end{pmatrix}$$

La variable s étant la variable de Laplace.

C'est sur l'étude de ce signal particulier que reposent les procédures de diagnostic [49, 50].

Généralement, lorsqu'un modèle est utilisé, seulement deux caractéristiques statistiques sont prises en compte pour caractériser le résidu : sa moyenne et/ou son écart type.

En pratique, on génère des résidus ayant une moyenne nulle en fonctionnement normal et différents de zéro en fonctionnement défaillant. De façon plus générale, on cherche toujours à calculer un vecteur de résidus $r(t)$ ayant les propriétés suivantes :

- $r(t) = 0$ quand $f(t) = 0$
- $r(t) \neq 0$ quand $f(t) \neq 0$ pour la détection du défaut f
- $r_i(t) \neq 0$ et $r_j(t) = 0$ pour $j \neq i$ quand $f_i(t) \neq 0$ et $f_j(t) = 0$ pour la localisation du défaut $f_i(t)$
- $\lim_{t \rightarrow +\infty} (f_i(t) - r_i(t)) = 0$ pour l'identification du défaut $f_i(t)$.

4.5 La procédure de détection de défauts

La procédure de détection a pour objectif de déterminer l'apparition et l'instant d'occurrence d'un défaut. Pour parvenir à cet objectif, on utilise des résidus qui sont obtenus en comparant le comportement du modèle du système à celui du système réel. Les résidus sont représentatifs des écarts entre le comportement mesuré/observé du système et le comportement de référence attendu lorsque le système fonctionne normalement.

Un moyen générique de construire un résidu est d'estimer le vecteur de sortie y du système. L'estimé \hat{y} est alors soustrait du signal de sortie y afin de former le vecteur de résidus r suivant :

$$r = y - \hat{y}$$

En présence de défauts, le signal r ainsi s'écartera notablement de la valeur zéro et sera identique à zéro lorsque le système fonctionne normalement. Dans la pratique, le résidu n'a pas exactement une valeur nulle en l'absence de défauts car, lors de la phase de modélisation, plusieurs hypothèses simplificatrices sont introduites conduisant à un modèle qui ne reflète pas fidèlement le système réel, la même chose peut être dite sur la synthèse des observateurs, ou l'erreur d'observation n'est pas nulle, mais proche de la valeur « zéro ». De plus, les mesures effectuées sur le système sont le plus souvent entachées de bruits de mesure. Le vecteur de résidus s'écrit alors :

$$r = y_m - \hat{y}$$

Où y_m est la sortie mesurée du système qui est composée, en plus de la sortie réelle y , de bruits de diverses natures relatifs à l'instrumentation et aux incertitudes de modélisation.

Dans cette situation, une méthode de détection élémentaire consiste à comparer la valeur du résidu à un seuil prédéfini ϵ (fonction des erreurs de modélisation). Une alarme est déclenchée à chaque franchissement de ce seuil à l'instant k :

$$\begin{cases} r(k) < \epsilon & \Leftrightarrow f(k) = 0 \\ r(k) > \epsilon & \Leftrightarrow f(k) \neq 0 \end{cases}$$

Où $f(k)$ représente le vecteur des défauts.

4.6 La détection de défauts à base de modèles

Ces méthodes sont basées sur l'utilisation de modèle mathématique, elles regroupent les techniques d'estimation d'état. L'utilisation de modèles peut être divisée en deux étapes principales [46].

4.6.1 La génération de résidus :

Dans cette étape, les signaux d'entrée et de sortie du système sont utilisés pour générer un résidu, c'est-à-dire un signal mettant en évidence la présence d'un défaut.

4.6.2 Analyse des résidus et la prise de décision :

Durant la seconde étape, les résidus sont analysés pour décider s'il y a une présence de défaut et sur quel composant du système il est intervenu (localisation) et dans certains cas, déterminer la nature du défaut et sa cause (identification).

La décision peut s'effectuer à l'aide d'un simple test de dépassement de seuil sur les valeurs instantanées ou des moyennes mobiles des résidus ou faire appel à la théorie de la décision statistique.

4.7 Méthodes de génération de résidus

De nombreuses méthodes permettant la génération de résidus en utilisant des modèles analytiques ont été proposées. Elles peuvent cependant être classées en trois catégories [46] :

4.7.1 Espace de parité

L'espace de parité est l'une des approches classiques qui utilisent l'algèbre comme outil pour but de générer le résidu, l'ensemble des valeurs que peuvent prendre les résidus compose un espace de parité. Pour la détection de défauts basée sur l'utilisation de modèle, un résidu est généré en fonction des entrées et des sorties du processus indépendamment le plus possible. A l'absence de défaut ce résidu est statistiquement nul, lors de l'apparition d'un défaut son amplitude évolue de manière significative. En absence de défaut le résidu ne reflète que l'action des bruits aléatoires et centrés. Si un défaut affecte le système et si sa direction n'est colinéaire à celle de l'écart alors son influence se traduira par un changement de la moyenne du résidu [47].

4.7.2 L'estimation paramétrique

Son but est la génération des résidus elle se base sur l'estimation des paramètres du modèle après la modélisation en effectuant les écarts entre les paramètres du modèle (paramètres de référence) et leurs estimation lors de fonctionnement, après la génération des résidus on passe une autre phase appelée évolution des résidus elle consiste à décider la présence d'anomalies dans le comportement d'un système et à localiser les composants en dysfonctionnement il existe deux approches pour la génération des résidus [47] :

Génération des résidus directionnelle : les résidus sont conçus de telle façon que le vecteur des résidus reste confiné dans une direction particulière de l'espace des résidus en réponse à un défaut particulier.

Génération des résidus structures : il s'agit de générer des résidus qui ne sensibles qu'à un sous-ensemble particulier. Les valeurs des résidus sont comparés à des seuils (0 : valeur du résidu en dessous du seuil, 1 : pour la valeur de résidu supérieur au seuil).

4.7.3 Observation-Reconstructeurs d'état

Le principe fondamental des méthodes de diagnostic à l'aide d'observateurs est de reconstruire une partie ou l'ensemble des sorties du système à partir de grandeurs accessible à la mesure (entrée et sortie du système).

Les signaux indicateurs de défauts sont générés en formant la différence entre les sorties estimées et les sorties réelles. En absence de défauts, les différences convergent vers une valeur critique définie, et dès qu'un défaut apparaisse, ces différences ne sont plus égales à epsilon.

Notre étude sera basée sur cette méthode de génération de résidu. La figure 4.2 illustre le principe de la génération de résidus à base d'observateurs.

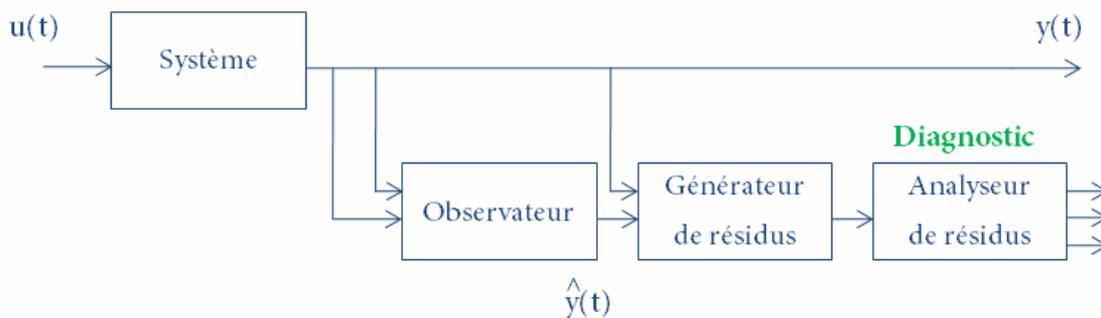


FIGURE 4.2 – Schéma fonctionnel d'un observateur générateur de résidus [50]

4.8 Défauts de la distillation MD

4.8.1 Polarisation de température

Avant d'examiner l'effet du fouling, il est important de comprendre certains facteurs responsables de la réduction de flux membranaire. tel que la mauvaise polarisation de température. Cela entraîne la réduction de l'efficacité de pression transmembranaire (TMP). Ce phénomène est évitable par une simple correction des paramètres du système.

comprendre l'effet de la polarisation de température sur le flux est extrêmement important car il aide à comprendre et à expliquer la cause de la réduction du flux.

Définition

Dans un système de distillation membranaire les températures au niveau de la couche limite de la membrane et au niveau de mur du canal sont différents du à la la polarisation de température.

Le Coefficient de Polarisation de Température (TPC) est le rapport entre la différence de température au niveau des deux surfaces de la membrane ($T_{c,n+1}$ et $T_{f,n+1}$) sur la différence de température au niveau de mur des deux Canales ($T_{c,0}$ et $T_{f,0}$)

l'expression mathématique du TPC est [42, 43] :

$$TPC = \frac{T_{c,n+1} - T_{f,n+1}}{T_{c,0} - T_{f,0}} \quad (4.1)$$

Ainsi, le coefficient de température TPC indique le rendement thermique de la MD, dans lesquels un système ayant une valeur proche de 1 veut dire une bonne efficacité thermique, et les valeurs proche de zéro signifient le contraire. Pour presque tous les systèmes MD, le TPC est dans la gamme de 0,4-0,8 [42]

Les facteurs responsables d'une mauvaise polarisation :

Il existe plusieurs facteurs qui affectent le TPC tel que la température d'entrée, la concentration d'entrée, la vitesse et l'épaisseur de la membrane. Chacun des ces facteurs , influe directement ou indirectement sur la performance thermique de la membrane (le transfert de chaleur) et les performances de flux (le transfert de masse) [44].

Une mauvaise polarisation de température est une conséquence naturelle du mauvais choix des valeurs des paramètres du système comme les températures d'entrée, et la vitesse du flux d'alimentation[31]

- **L'effet du températures d'entrée sur le TPC :** la température d'entrée a une influence directe sur le TPC tel que plus la température d'entrée est grande, plus le TPC est petit[31]. La raison derrière ce phénomène est que plus la température d'alimentation augmente, plus l'énergie thermique sera transmise à partir du côté d'alimentation pour faire évaporer l'eau à la surface de la membrane. Ceci provoque une chute significative de la température à la surface de la membrane ; par conséquent, la différence de température entre la solution en niveau de mur et la surface de la membrane augmente.Ceci peut être observé par la diminution des valeurs de la TPC lorsque la température d'alimentation a augmenté de $50^{\circ}C$ à $70^{\circ}C$.
- **L'effet du la vitesse d'écoulement sur le TPC :** L'effet du la vitesse d'écoulement sur de polarisation de température a aussi été étudiée dans l'article [31]. Les auteurs ont trouvé que plus la vitesse est grande ,plus le TPC est grand. Les débits les plus élevés réduisent le transfert de chaleur par convection dans le système. Cela se traduira dans la diminution de la différence entre la température à la solution au niveau du mur et à la surface de la membrane, ce qui signifie une bonne polarisation de température .comme montré dans la figure 4.4

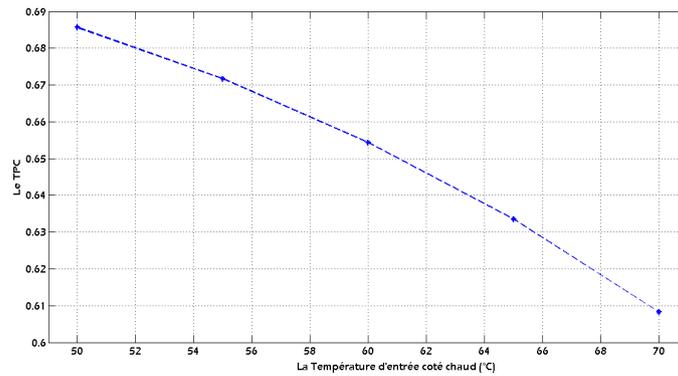


FIGURE 4.3 – La relation entre la température d'entrée du coté chaude et le TPC.

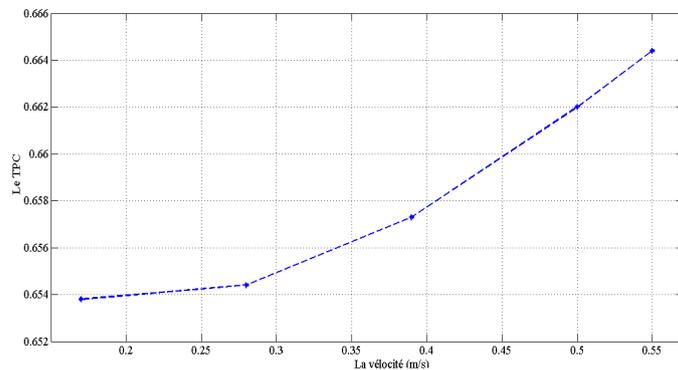


FIGURE 4.4 – La relation entre la vitesse et le TPC.

L'effet du TPC sur le Flux

Le TPC est un bon indicateur de l'atténuation du flux membranaire, dans plusieurs études le TPC [31] a été utilisé pour évaluer la production ou le rendement d'un système de DCMD. En plus le TPC est parmi les facteurs principaux responsables de l'atténuation du flux. pour cela plusieurs chercheurs ont bien étudié ce phénomène et ils ont trouvé qu'une mauvaise polarisation de température a un effet négatif sur le flux figure 4.5.

4.9 Le Fouling

Définition

Le "*fouling*" est un terme général qui inclut tout type de dépôt de matières étrangères qui apparaît sur la surface de la membrane pendant sa durée de fonctionnement.

Quelle que soit la cause ou la nature exacte du dépôt, une résistance au transfert de masse supplé-

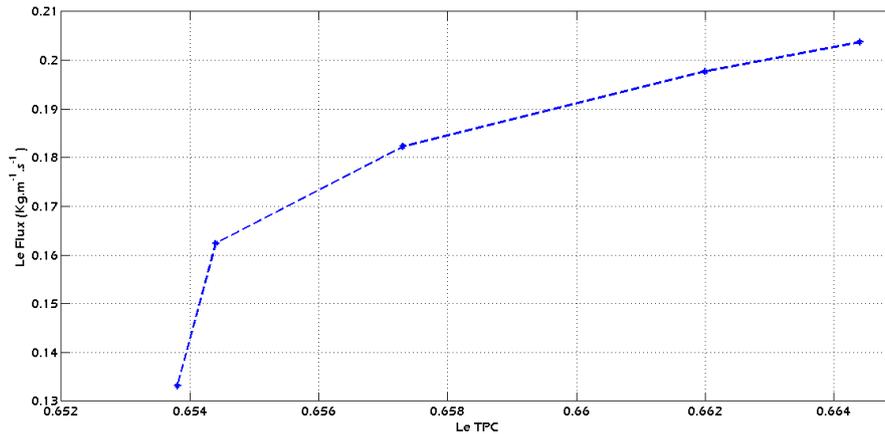


FIGURE 4.5 – La relation entre la vélocité et le TPC [refr]

mentaire est introduite et le flux d'eau du système est réduit en conséquence. Dans la plupart des cas, cette résistance supplémentaire est due à l'accumulation de matériau sur la surface de la membrane ou plus précisément dans les pores de la membrane (c'est ce que nous appelons la zone active de la membrane), ce qui conduit à une réduction dans le flux d'eau.

L'origine du Fouling

Un très large spectre d'espèces peuvent contribuer au fouling, comme les macromolécules organiques, des substances organiques et inorganiques dissoutes, des particules colloïdales, des particules en suspension et des microorganismes [32].

en premier lieu la nature du fouling peut être divisée en trois grands groupes [32] :

- **Le fouling Inorganique** : Le fouling inorganique ou cristallin peut intervenir en distillation membranaire du fait de la précipitation et cristallisation des sels présents dans l'alimentation. Dans le cas de l'eau de mer, il s'agit du chlorure de sodium qui est majoritaire dans la solution d'alimentation mais également des sels à base de calcium ou de magnésium qui sont moins solubles [38].
L'effet de la cristallisation des sels sur le flux produit a été mis en évidence dans l'article [37], les auteurs ont constaté une chute importante du flux de perméat et un mouillage des pores au voisinage des cristaux de $CaCO_3$ et également la possible dépôt des sels à l'intérieur des pores de la membrane.
- **Le fouling organique** : Le fouling organique résulte du dépôt de matières organiques naturelles (NOM) sur la surface de la membrane. Ce type de fouling dépend de plusieurs facteurs

dont les caractéristiques de la surface de la membrane dépend également de la nature de la matière organique, des conditions opératoires de la distillation membranaire (température, pression transmembranaire, vitesse de circulation) [39, 41].

L'effet du fouling organique sur le flux produit est quasi similaire à l'effet de la cristallisation, la majorité des études sur fouling organique ont constaté une forte décroissance du flux due au blocage des pores. [30, 40, 41]

- **Le fouling biologique :** Le phénomène du fouling biologique peut intervenir en distillation membranaire du fait de la croissance des micro-organismes présents dans l'eau de mer qui forment un bio-film qui s'attache sur la membrane. Certaines études de la distillation membranaire sont consacrées pour le traitement des eaux résiduaires salées [36]. Des observations ont été réalisées sur des membranes ont montré que le fouling biologique existe, mais est très limité à cause des conditions opératoires de la distillation membranaire qui sont défavorables à la croissance des micro-organismes. Cela est dû à la salinité d'eau et aux conditions thermique utilisées dans la MD [34, 36].

Pour cela la plupart des études sur le fouling dans la distillation membranaire donnent plus d'importance au type inorganique et organique.

en deuxième lieu le Fouling peut provoquer une réduction du flux de perméat à travers deux phénomènes :

- **Par un blocage des pores :** partiel ou total ce qui diminue la surface d'évaporation disponible ou la formation d'un gâteau en surface de membrane qui se traduit par l'apparition d'une nouvelle résistance au transfert de matière.
- **Par Adsorption :** Phénomène physico-chimique dû à des interactions entre certains constituants du fluide sur la surface et à l'intérieur des pores de la membrane. Les molécules les plus susceptibles de colmater les membranes par adsorption sont les macromolécules, les matières organiques telles que les protéines, En cas de fouling par adsorption, il peut réduire la taille des pores et également modifier l'hydrophobicité de la membrane.

Toutefois, dans la plupart des cas, le fouling est une combinaison de différents matériaux qui le rendent plus compliqué à traiter comme illustré in Fig.4.6 mais la chose qu'est sur c'est que la plupart des formes du fouling conduisent à une réduction remarquable dans le flux membranaire ou plus précisément une réduction dans la surface active de la membrane (pores actives) [46] par conséquent, Sur cette base, généralement quatre modèles utilisées pour décrire le fouling des membranes, on va les voir dans la partie suivante

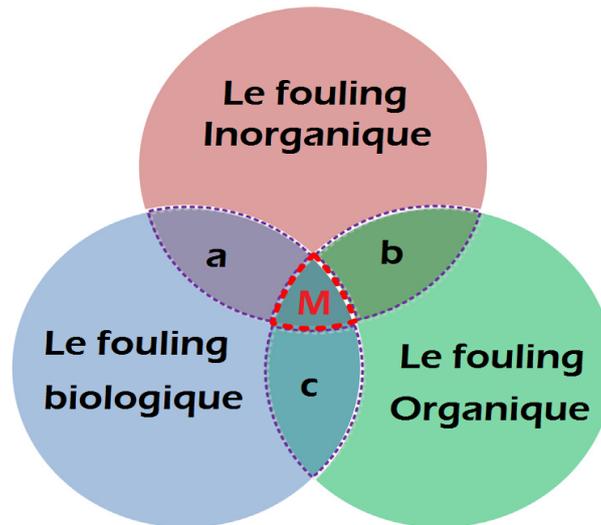


FIGURE 4.6 – Les différentes natures du fouling avec les zones a,b,c et M, où le fouling est une combinaison des différents type[32]

La modelisation du fouling

Pendant la filtration, les particules en suspension sont transportées puis déposées sur la surface de la membrane pour former un gâteau de filtration ou d'un bloc dans les pores de la membrane. Dans les deux cas donnent lieu à l'augmentation de la résistance à la filtration et à l'atténuation du flux de filtration.

Afin de décrire les phénomènes de blocage dans la filtration l'approche proposée est basée sur l'analyse d'atténuation de flux. Quatre types de mécanismes d'encrassement ont été considérés (blocage complet des pores, blocage des pores internes, le blocage partiel des pores et le gâteau de filtration) [30]. menant à une atténuation de flux, comme illustré dans la figure 4.7 :

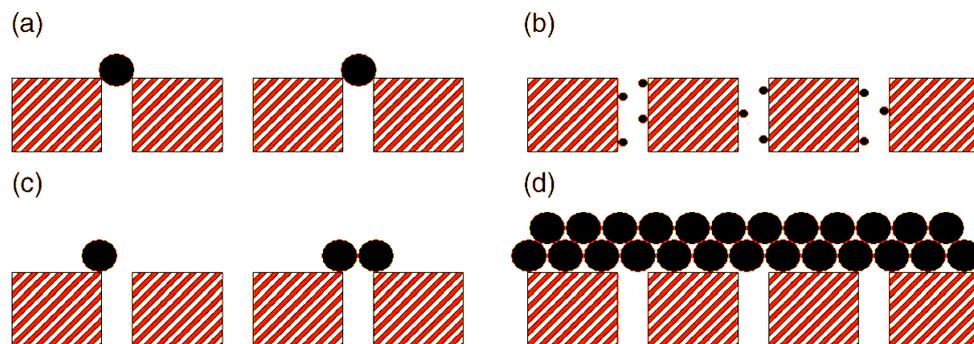


FIGURE 4.7 – Les quatre mécanismes du fouling : (a) Blocage complet du Pore, (b) Blocage interne du Pore, (c) Blocage Partiel du pore, (d) Couche du Gâteau.

(a) Blocage complet du Pore ($n = 2$) : dans ce modèle la taille des particules est supposé être supérieure à celle de la porosité de la membrane ; dans ce cas, les particules se déposent sur la surface de la membrane et bloquent l'entrée des pores de la membrane. La diminution du nombre de pores de la membrane augmente la résistance à la filtration.

(b) Blocage interne du Pore ($n = 1.5$) : L'hypothèse de base de ce modèle est que le volume interne des pores diminue proportionnellement au volume de perméat en raison d'un dépôt ou d'adsorption des micro-solutés sur les parois des pores. Matière non rejetée par l'entrée des pores est absorbé ou piégé sur la paroi des pores ou dans le support de membrane, ce qui conduit à une diminution du volume des pores.

(c) Blocage Partiel du pore ($n = 1$) : Chaque particule arrivant à la membrane se dépose sur une autre particule, qui avait arrivé auparavant et bloquent déjà certains pores, ou directement bloquent une partie sur la surface de la membrane ; la probabilité d'atterrir sur des particules déjà sur la surface est prise en compte.

(d) Couche du Gâteau ($n = 0$) : Chaque particule localise sur d'autres qui sont déjà arrivés et sont en mode de blocage des pores, et il n'y a pas de place pour entrave directement une zone de membrane. L'hypothèse de base est que la résistance du gâteau est proportionnelle au volume cumulé filtré.

Un modèle mathématique (équation(4.2)) a été présenté dans l'article [35] pour décrire la baisse du flux perméat dans les processus de filtrations :

$$\frac{dt^2}{dV^2} = k \left(\frac{dt}{dV} \right)^n \quad (4.2)$$

Où t est le temps de filtration, V volume du filtrat par unité de surface de filtration, tandis que k est une constante qui dépende du vélocité et du Propriétés de la solution [30] et n est un indice varie selon le modèles de blocage.

On peut trouver étrange le fait de dériver le temps de filtration par rapport au volume des filtrats recueillis, mais Ce modèle (4.2) est basé une équation générale pour décrire la relation entre le volume du filtrat et la durée de filtration.

Par la suite les chercheurs (4.2) ont trouvé que cette équation peut prendre la forme simple suivante[33] :

$$\frac{dJ}{dt} = -kJ^{n-3} \quad (4.3)$$

Mais cette équation (4.3) a été développé pour la filtration frontale (dead-end), donc elle n'est pas valable pour la distillation membranaire qui est une filtration tangentielle (CrossFlow).

En revanche, De nombreux chercheurs ont modifié le modèle de filtration frontale (4.3) pour évaluer la diminution du flux dans le cas d'une filtration tangentielle. Dans les articles [30, 45] les auteurs ont obtenu des équations pour les quatre mécanismes de baisse du flux membranaire dans le cas du fouling pour une filtration tangentielle (tableau 4.1), où dans ces équations, J_0 est le flux initial de perméat (dans le cas sans fouling).

| Le type de Fouling | n | Le modèle |
|---------------------------|------------|-------------------------------------|
| Blocage complet du Pore | 2 | $J(t) = \frac{J_0}{\exp(-(K.t+1))}$ |
| Blocage interne du Pore | 1.5 | $J(t) = \frac{J_0}{(K.t+1)^2}$ |
| Blocage Partielle du pore | 1 | $J(t) = \frac{J_0}{(K.t+1)}$ |
| Couche du Gâteau | 0 | $J(t) = \frac{J_0}{\sqrt{(K.t+1)}}$ |

TABLE 4.1 – Les modèles de baisse du flux membranaire dans le cas du fouling pour une filtration tangentielle

Conclusion :

Dans cette partie, on a présenté une étude bibliographique sur les recherches effectués pour décrire les phénomènes responsables sur l'atténuation du flux de l'eau produite par les méthodes de distillation membranaire.

Dans notre étude, nous allons considéré le fouling et la mauvaise polarisation de température comme "*défauts systèmes*" à détecter.

La prochaine partie présente une méthode de détection et distinction entre les deux cas.

4.10 Diagnostic de la station DCMD

Les parties précédentes ont permis de présenter les méthodes de diagnostic à base de modèles, ainsi que les différents facteurs qui influent sur la production de la station de dessalement DCMD.

Dans cette partie, nous allons appliquer l'approche de diagnostic à base d'observateur, en utilisant l'observateur à entrées inconnues UIO présenté dans le chapitre précédent, afin de générer des résidus capables de détecter la présence d'un défaut dans le procédé de distillation.

Notre but est de détecter l'occurrence du défaut, lorsque ce dernier introduit une chute dans le flux massique et la production de l'eau douce. De plus, nous allons présenter une simulation comparative entre les différents cas de chute de flux distillat afin de détecter la nature du défaut à base du module de diagnostic présenté.

4.10.1 Schéma de simulation

Nous allons créer une redondance analytique de l'information à travers l'observateur UIO, en estimant les variables d'état du système.

On considère le modèle d'état comme étant la station de dessalement à diagnostiquer, et les mesures à comparer sont l'entrée du système U_s , et l'entrée estimée \hat{U}_s .

Ce choix est fait pour une simple raison. L'observateur à entrées inconnues estime en même temps l'état du sous système k et son entrée \hat{U}_s , donc après M itérations, l'observateur UIO donne une estimation des états des M sous systèmes, et l'entrée estimée du système global qui est le signal qui valide les résultats de l'estimation.

La différence entre les deux mesures sur l'entrée est le signal qui nous indique la bonne estimation des états du système, ce qui nous permet de l'utiliser pour générer des résidus pour la détection de défauts dans la station DCMD.

Le schéma de la procédure de diagnostic est montré dans la figure 4.8.

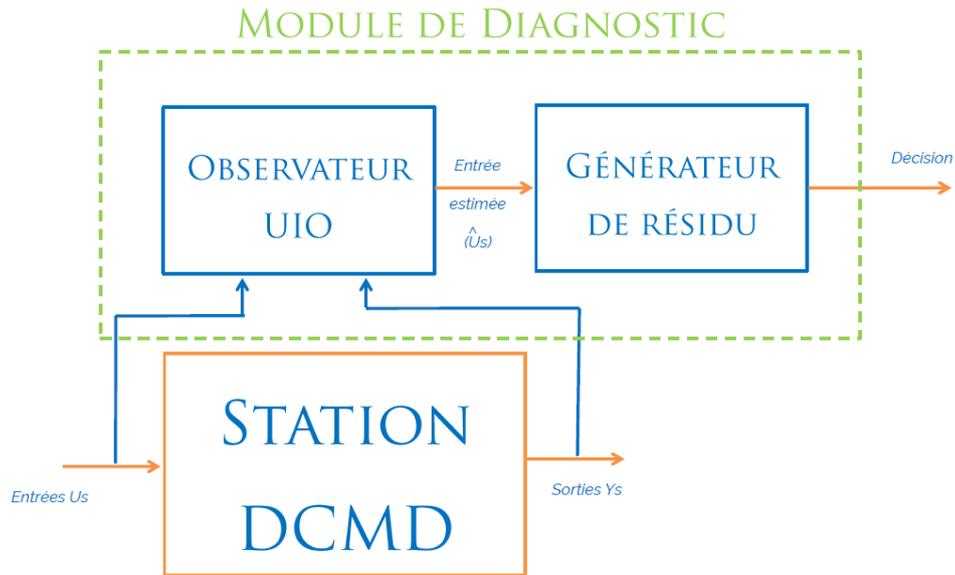


FIGURE 4.8 – Schéma de la procédure de diagnostic à base d'observateur UIO

4.11 Génération de résidu

Afin de procéder à la détection de défauts dans le procédé DCMD, nous allons définir un signal de détection à travers l'observateur UIO. Le modèle de ce dernier est donné par l'équation C.2.

Comme expliqué précédemment, le signal utilisé est la différence entre l'entrée mesurée du système, et celle de l'observateur donné par l'équation 4.4 :

$$e_u = U_s - \hat{U}_s \quad (4.4)$$

La forme du résidu est la norme 2 de cette différence ($\|U_s - \hat{U}_s\|_2$). C'est une forme qui permet d'avoir un résidu plus sensible aux défauts, après la constatation que la différence entre les mesures seule ne donne pas des variations remarquables et exploitable pour la détection des défauts.

Le schéma du module de diagnostic est donné par la figure 4.9.

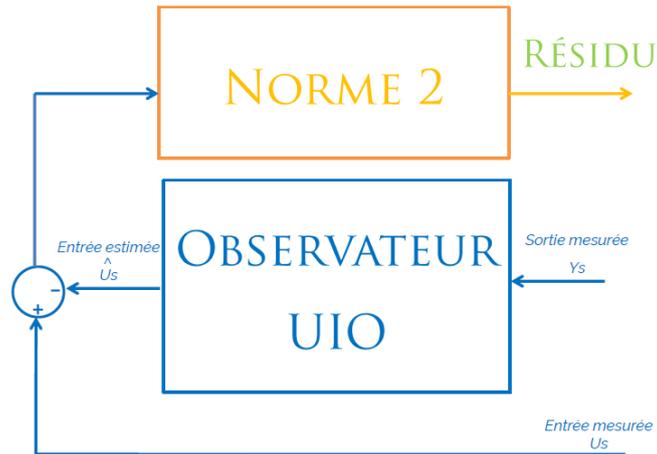


FIGURE 4.9 – Schéma explicatif du module de diagnostic (résidu)

4.11.1 Diagnostic du fouling

Dans cette partie nous allons présenter la détection du fouling à travers le module de diagnostic développé précédemment. On rappelle que le phénomène de fouling cause un blocage des pores de la membrane, ce qui conduit à une chute du flux massique au long de la membrane, et par conséquent une diminution dans la production de l'eau douce.

Comme présenté dans le tableau 4.1, Il existe 4 formes de blocage de ports, qui influent de façon différente sur le flux massique J .

La diminution du flux massique dans un sous système selon la nature du fouling est donnée par la figure 4.10.

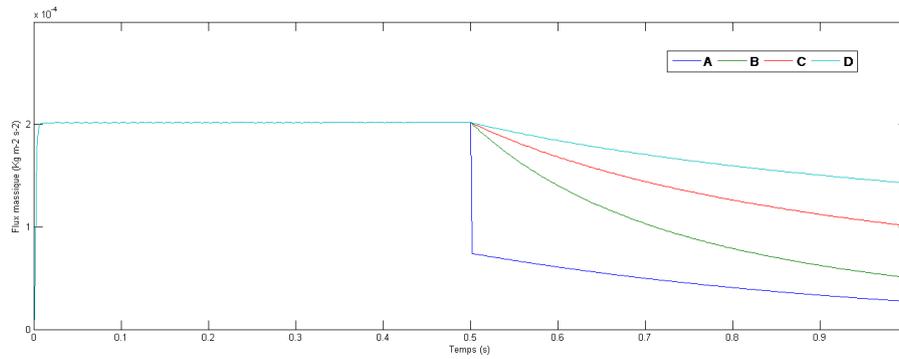


FIGURE 4.10 – Chute du flux massique selon le type de fouling

(A) Blocage complet, (B) Blocage interne, (C) Blocage partiel, (D) Blocage de type couche de gateau

DétECTION du fouling

On considère le cas d'un fouling de type (C) (blocage partiel des pores de la membrane). L'équation du flux massique est donnée par :

$$J(t) = \frac{J_0}{(K.t + 1)} \quad (4.5)$$

On considère aussi que 10 % des sous systèmes sont défectueux, comme montré dans la figure 4.11.

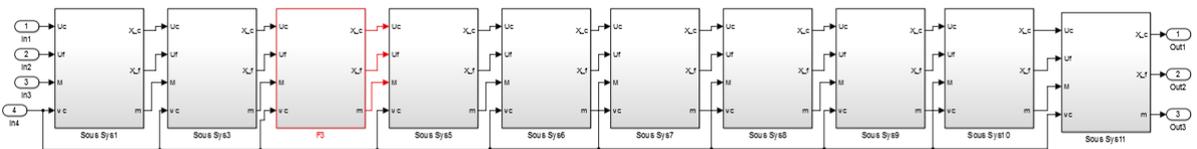


FIGURE 4.11 – Les sous systèmes sains (blanc) et défectueux (rouge)

La figure 4.12 montre les variations du flux massique dans un sous système défectueux.

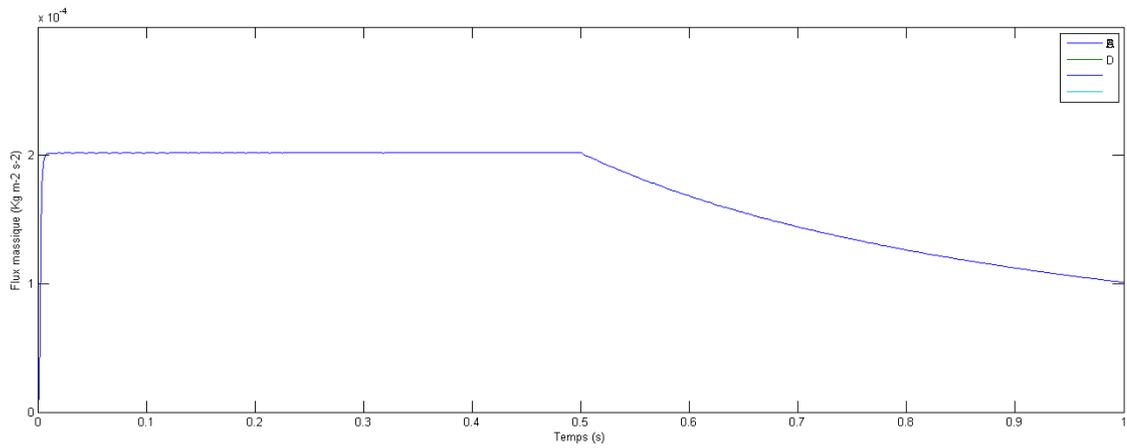


FIGURE 4.12 – Evolution du flux massique dans un sous système deffectueux

Simulation sans défauts :

On simule le modèle dans le cas d'absence des défauts, la figure 4.13 montre les sorties et leurs estimés, la figure 4.14 montre les variations du résidu généré dans le cas sein, c'est à dire en absence des défauts. On voit que le résidu converge vers zéro après une phase transitoire.

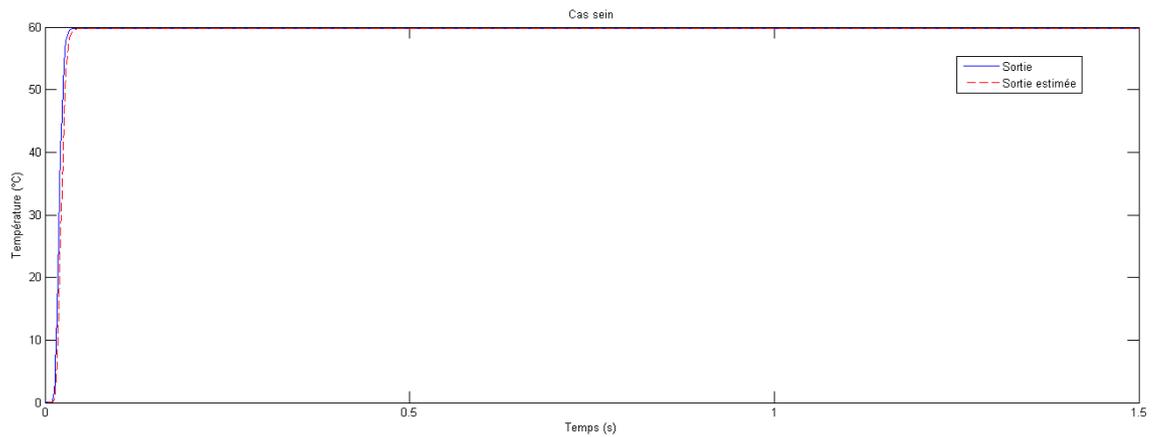


FIGURE 4.13 – Les sorties du systèmes et leurs estimés en absence des défauts

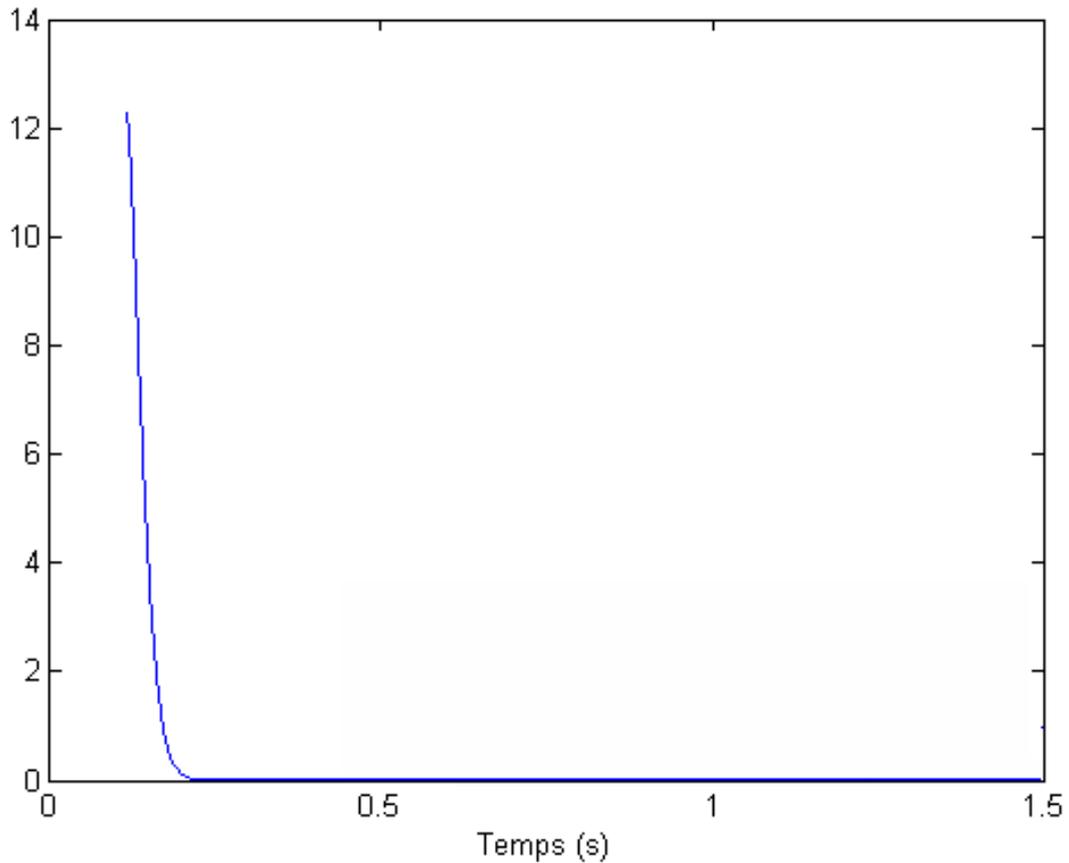


FIGURE 4.14 – Le résidu en absence des défauts

Simulation en présence de défauts :

Les figure 4.15 et 4.16 représentent respectivement l'évolution des sorties du système et leur estimées, ainsi que l'évaluation du résidu lorsqu'on introduit un défaut à l'instant $t = 0.5 \text{ s}$. Le défaut introduit étant une diminution du flux massique avec une amplitude de l'ordre de $10^{-4} \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$ dans 10 % des sous systèmes (fouling à blocage partiel des pores).

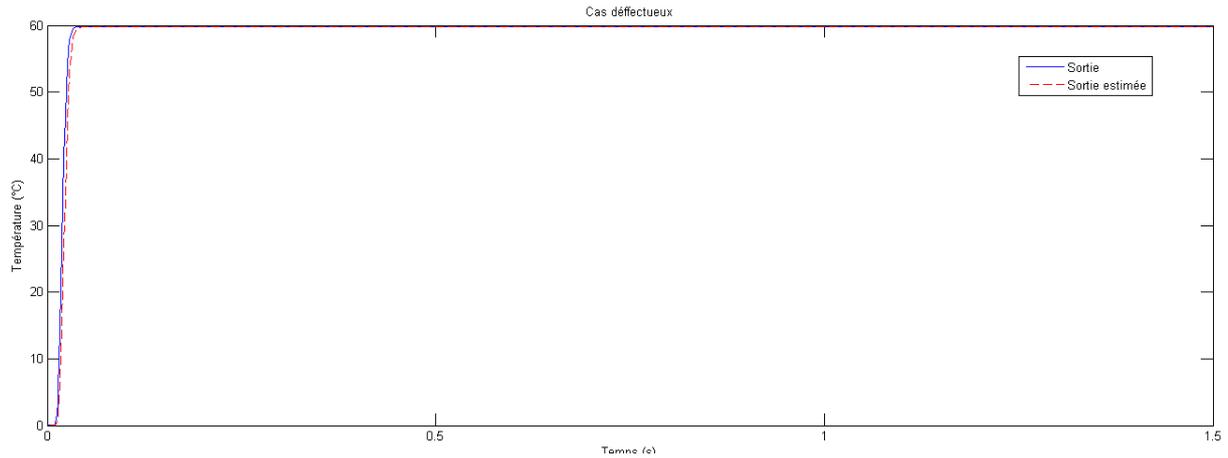


FIGURE 4.15 – Les sorties du système et leurs estimés en présence des défauts

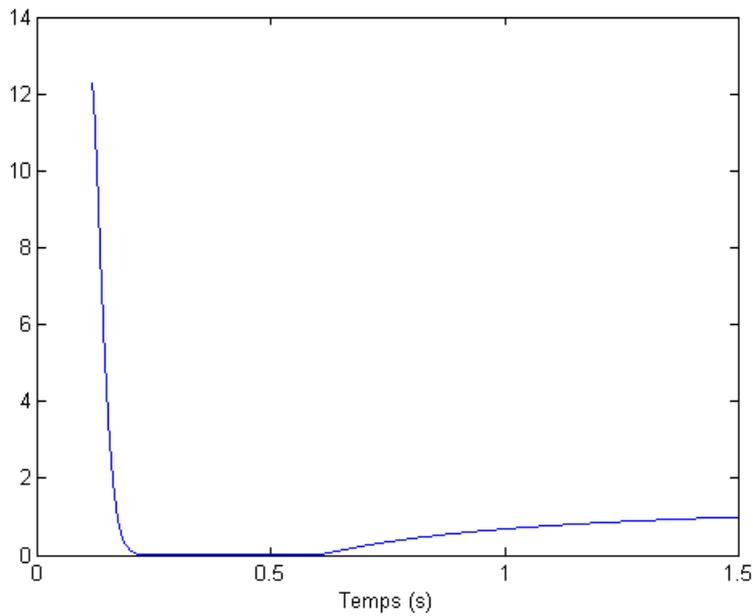


FIGURE 4.16 – Le résidu en présence des défauts

On voit qu'après l'introduction du défaut, le résidu se décale de zéro et prends une valeur non nulle à partir de l'instant de l'occurrence du défaut. Ce qui veut dire que le résidu généré est sensible au défaut introduit.

Cependant, aucune variation remarquable est constaté sur les entrées après l'introduction du défaut, ceci peut être expliqué par le fait que le transfert de chaleur par conduction n'est pas influencé par le transfert de masse.

Simulations de différents scénarios de défauts

Cas de fouling type (A) dans 30 % des sous systèmes : On introduit un fouling de type (A) (Blocage complet des pores) d'amplitude de l'ordre de $10^{-4} \text{ Kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$. La variation du flux massique dans ce cas est donnée par l'équation 4.6, et est présenté dans la figure 4.17.

$$J(t) = \frac{J_0}{\exp(-(K.t + 1))} \quad (4.6)$$

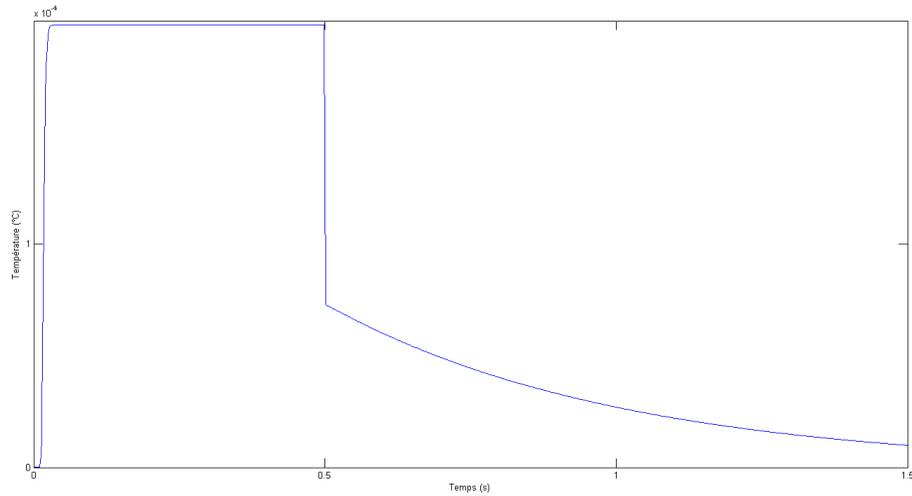


FIGURE 4.17 – Variation du flux dans le cas de fouling type (A) dans un sous système

Lorsqu'on introduit le défaut sur 30 % des sous systèmes à $t = 0.5 \text{ s}$, on constate que le résidu généré prends une valeur non nulle, ce qui veut dire que la procédure de diagnostic est réussie.

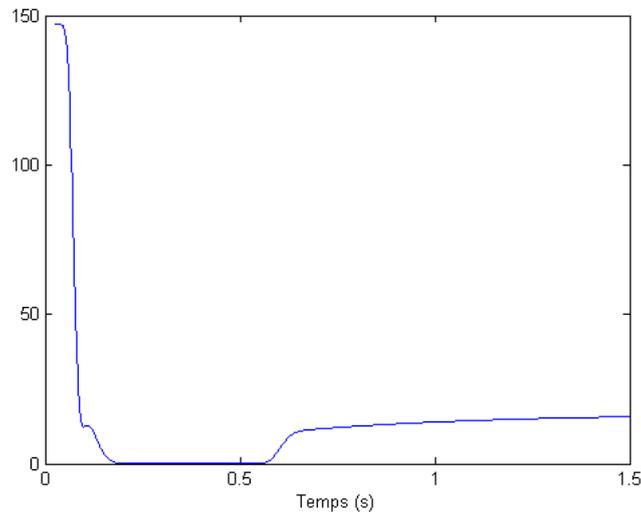


FIGURE 4.18 – Le résidu en présence de défauts dans 30 % des pores

Cas de fouling type (B) dans 50 % des sous systèmes : Dans ce cas, on considère un fouling de type (B) (Blocage interne des pores) d'amplitude de l'ordre de $10^{-2} \text{ Kg m}^{-4} \text{ s}^{-1}$, et on considère que 50 % des sous systèmes sont défectueux.

L'équation 4.7 donne l'évolution du flux massique en fonction du temps dans ce cas de fouling, et la figure 4.19 représente son évolution en fonction du temps.

$$J(t) = \frac{J_0}{(K.t + 1)^2} \quad (4.7)$$

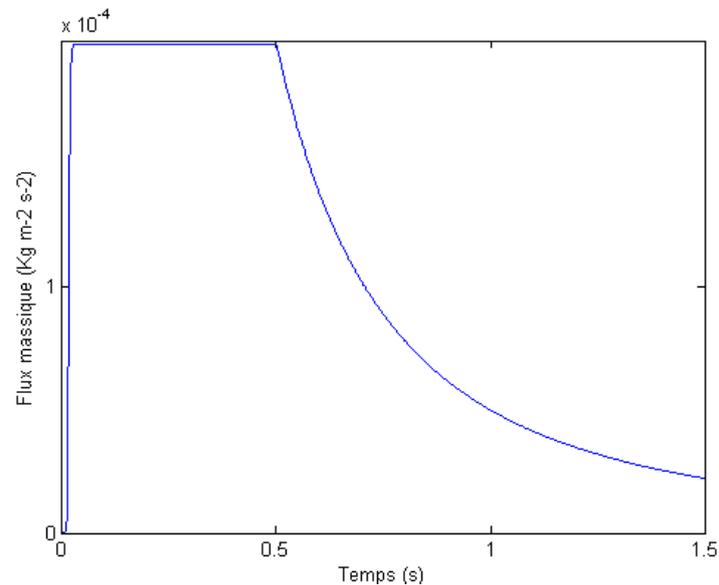


FIGURE 4.19 – Variation du flux dans le cas de fouling type (B) dans un sous système

La figure 4.18 montre les estimations des défauts obtenues par l'observateur UIO, qui correspondent au défaut à l'instant $t=0.5$. Les résultats montrent clairement l'efficacité de la procédure de diagnostic, vu que le résidu a décalé de sa valeur nulle, à une valeur égale à 40.

Un seuil ϵ peut être défini afin de déclencher une alarme indiquant la présence d'un fouling dans les pores de la membrane. L'amplitude de ce dernier est déterminée à travers l'utilisateur, et dépendra de la gravité de la défaillance à détecter.

Il est important de citer que le module de diagnostic doit être toujours en mode surveillance du système, c'est-à-dire qu'il doit être toujours en marche, et alimenté par les valeurs des mesures des entrées et sorties du système DCMD.

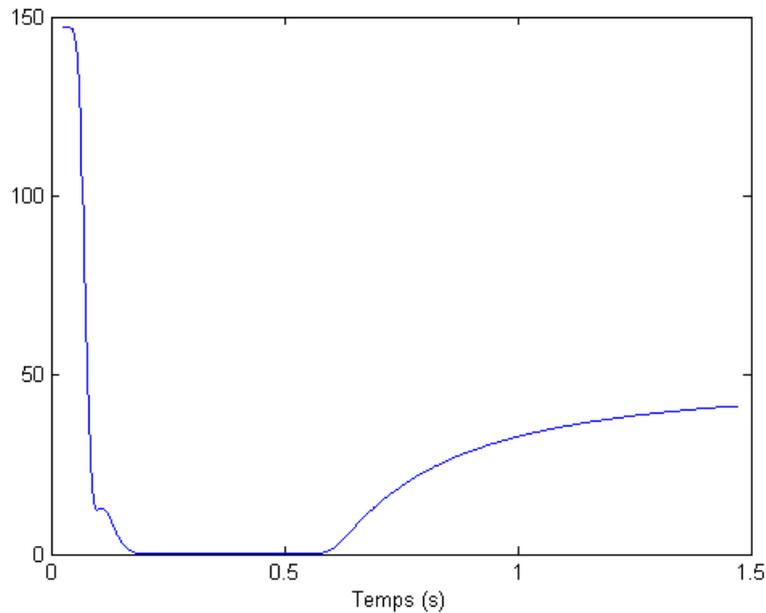


FIGURE 4.20 – Le résidu en présence de défauts dans 50 % des pores

Cas de fouling type (D) dans 30 % des sous systèmes avec une variation lente On introduit un fouling de type (D) (Couche de gâteau) d'amplitude de l'ordre de $10^{-4} \text{Kg m}^{-2} \text{s}^{-1}$ avec une variation lente au cours du temps. La variation du flux massique dans ce cas est donnée par l'équation 4.8, et présentée dans la figure 4.21.

$$J(t) = \frac{J_0}{\sqrt{(K.t + 1)}} \quad (4.8)$$

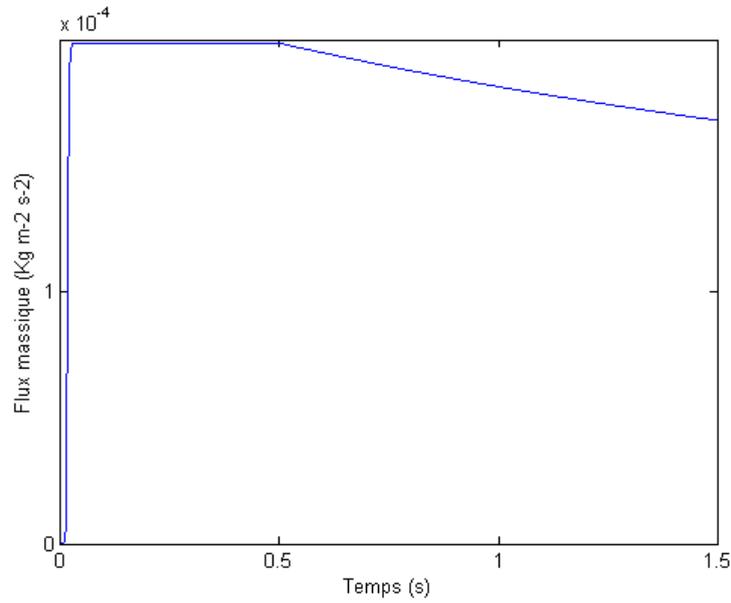


FIGURE 4.21 – Variation du flux dans le cas d'un fouling type (D) avec une variation lente

On constate que comme dans le cas des variations relativement brusques, et après l'introduction du défaut (figure 4.22) à $t = 0.5$ s, le résidu généré prend une valeur non nulle et égale à 1.5.

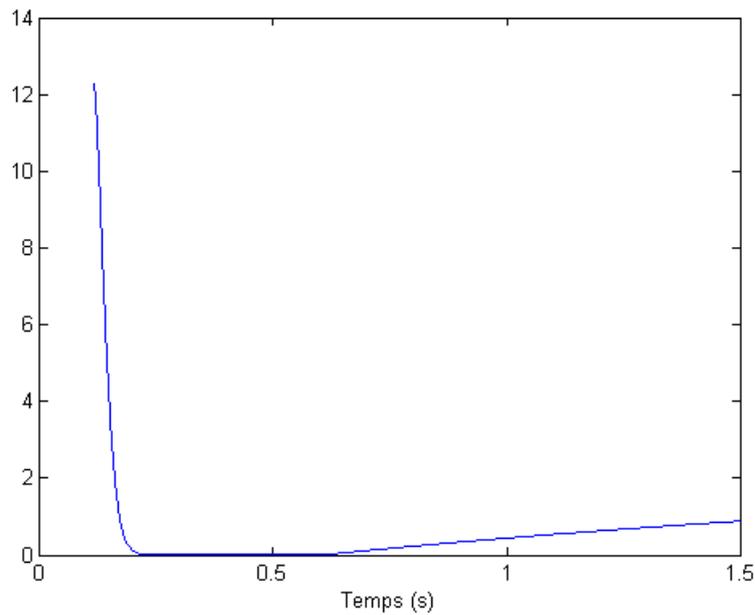


FIGURE 4.22 – Le résidu en présence de défauts dans 30 % des pores avec une variation lente du flux

On conclut que le résidu généré est sensible au fouling sous ses différentes formes même si l'amplitude de ce dernier est relativement faible (de l'ordre de $10^{-4} Kg m^{-2} s^{-1}$), et est capable de détecter les défauts dues au blocage des pores dues au fouling.

Le module de diagnostic peut servir pour une maintenance préventive du système par un nettoyage de la membrane, afin d'éviter le mouillage des pores.

4.11.2 Cas d'une mauvaise polarisation de température

Dans cette partie nous allons étudier l'effet d'une mauvaise polarisation de température (Mauvaise valeur du TPC) sur le résidu généré. On agit sur le coefficient de polarisation par les entrées, puis par la vitesse d'écoulement.

Mauvais réglage des entrées : On introduit une variation des entrées ($70^{\circ} C$ au côté chaud et $30^{\circ} C$ au côté froid) ce qui conduit à une diminution du flux massique dans tout les sous systèmes (figure 4.23) ainsi qu'une diminution du coefficient de polarisation (figure 4.24). On remarque que le flux massique a diminué de $10^{-4} Kg m^{-2} s^{-1}$ par rapport au cas sein, et on remarque que les valeurs du TPC diminuent rapidement d'un sous système à l'autre, ce qui conduit à une baisse de la valeur moyenne du TPC du système global.

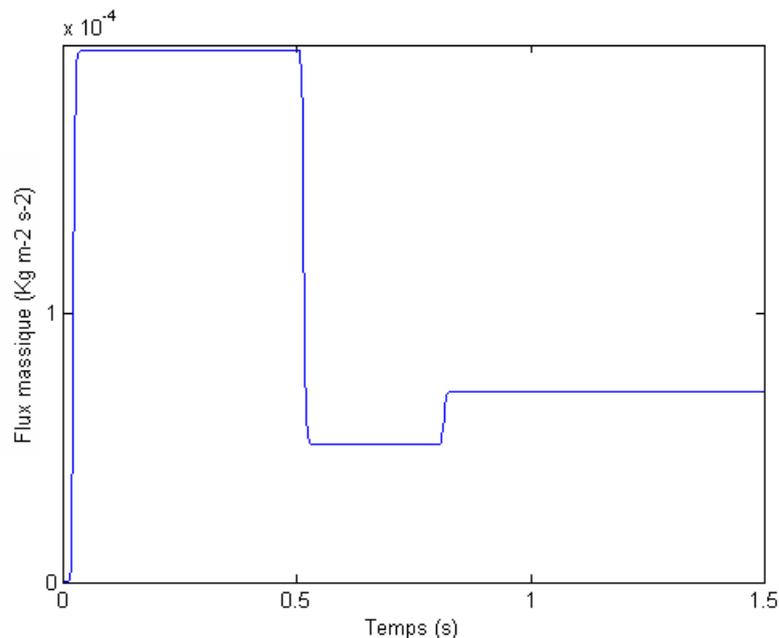


FIGURE 4.23 – Le flux massique dans un des sous systèmes

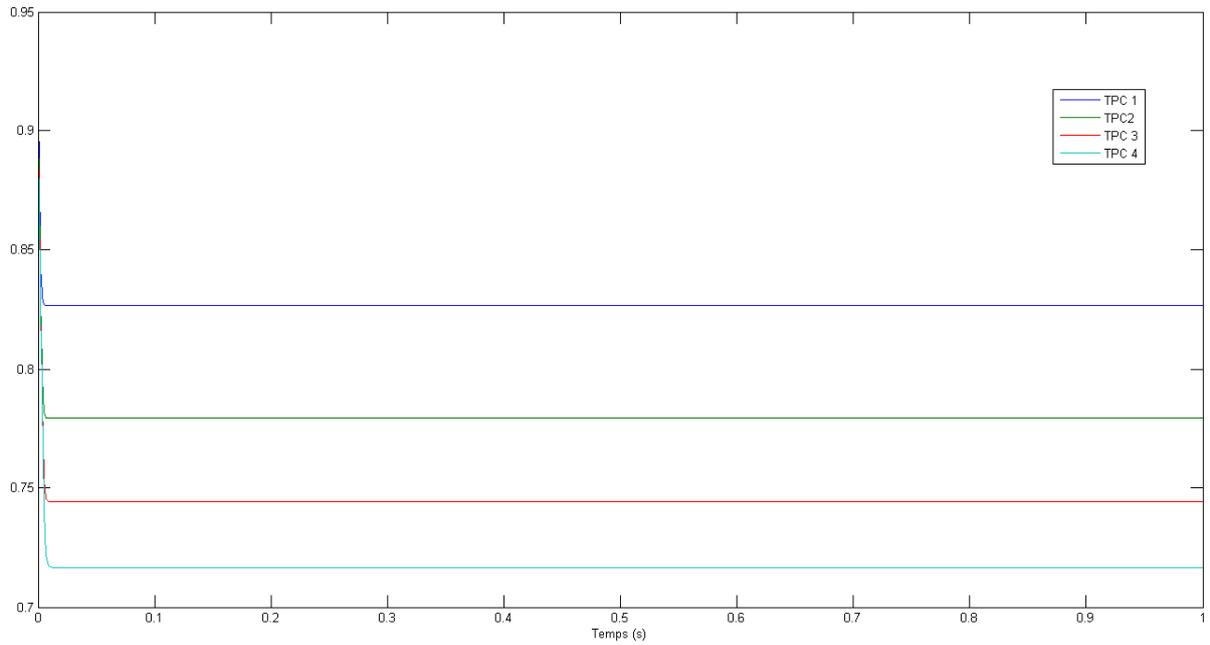


FIGURE 4.24 – Le coefficient de polarisation de température TPC dans le cas de mauvais choix des entrées

La variation du résidu est donnée par la figure 4.25, on constate que même si la production en eau a chuté, le résidu change de valeur pour un petite période de temps, puis reprends sa valeur nulle. Ceci peut être expliqué par le fait que la génération du résidu est basée sur l'erreur d'observation sur les entrées, et cette dernière est toujours nulle même dans le cas du mauvais choix des entrées, car l'observateur est conçu pour reproduire le comportement du système, en se basant sur les entrées/sorties de ce dernier.

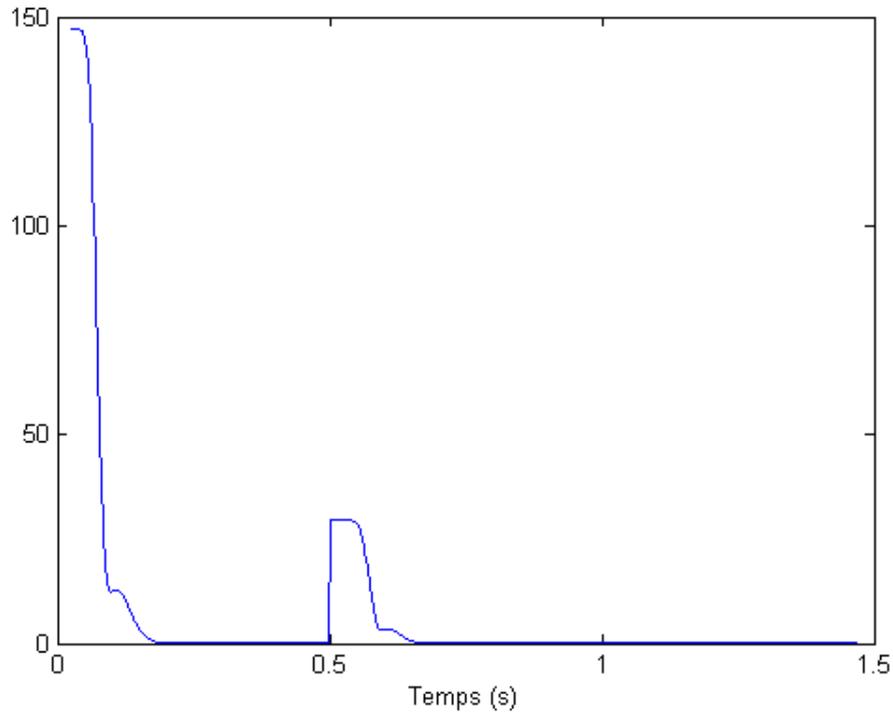


FIGURE 4.25 – Le résidu dans le cas d’une chute du TPC à cause de mauvais choix des entrées

Effet de la vitesse d’écoulement : Dans ce cas, on considère un changement du TPC dû à une faible vitesse d’écoulement, on prend la valeur de la vitesse d’écoulement de l’eau chaude et froide égale à $0.17m/s$.

Les variations du flux massique et du TPC sont présentées respectivement dans les figures 4.26 et 4.27. On remarque une chute dans les valeurs du TPC d’un sous système à l’autre, ce qui diminue la valeur moyenne du TPC du système.

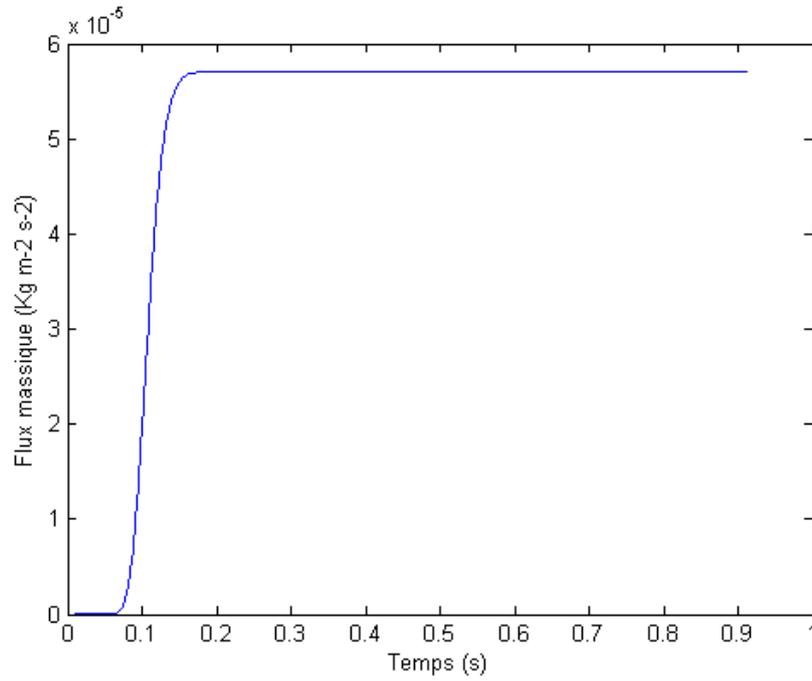


FIGURE 4.26 – Le flux massique dans un des sous systèmes

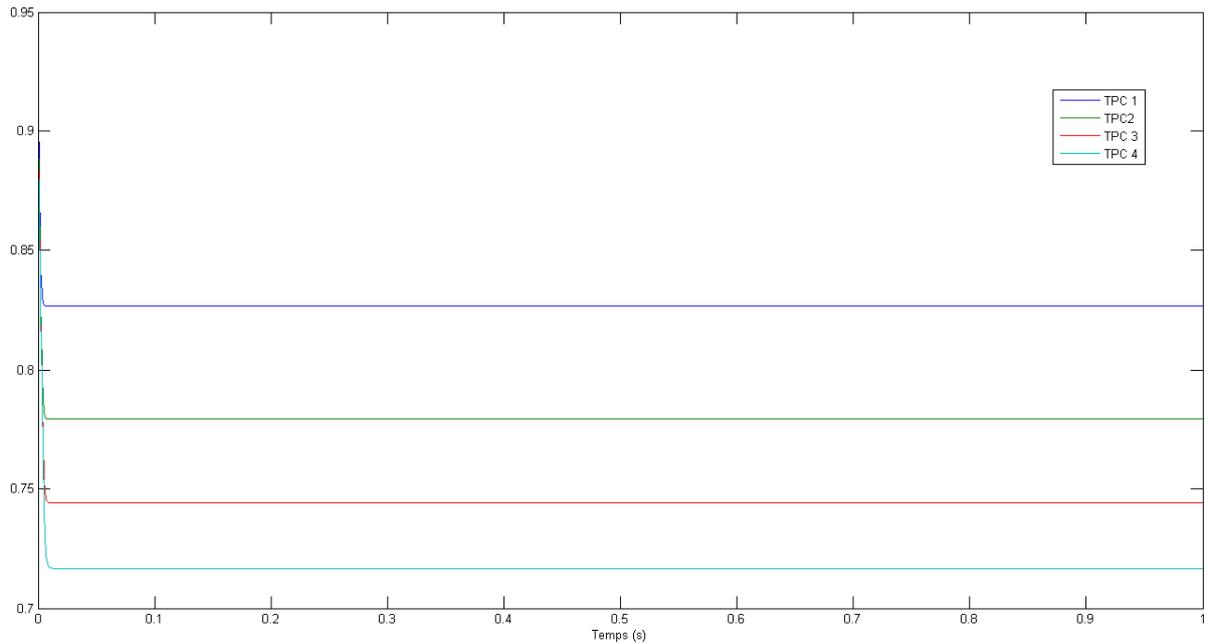


FIGURE 4.27 – Le coefficient de polarisation de température TPC dans le cas d'une faible vitesse d'écoulement

La figure 4.28 représente la variation du résidu, on constate que même dans le cas du mauvais choix

des entrées, la valeur du résidu est toujours nulle.

On peut expliquer ce résultat par le fait que les matrices du système dépendent de la vitesse d'écoulement (La matrice B_s et la matrice de perturbation Ψ_s). Et vu que l'observateur reproduit le même comportement du système, les matrices de ce dernier changent de valeurs, et donc les états estimés seront identiques à ceux du système, ce qui explique la valeur nulle du résidu. Contrairement au fouling, qui agit sur le flux massique J de façon directe, et donc le flux estimé par l'observateur qui est calculé en fonction des paramètres du système sera différent, ce qui explique le décalage du résidu de sa valeur nulle.

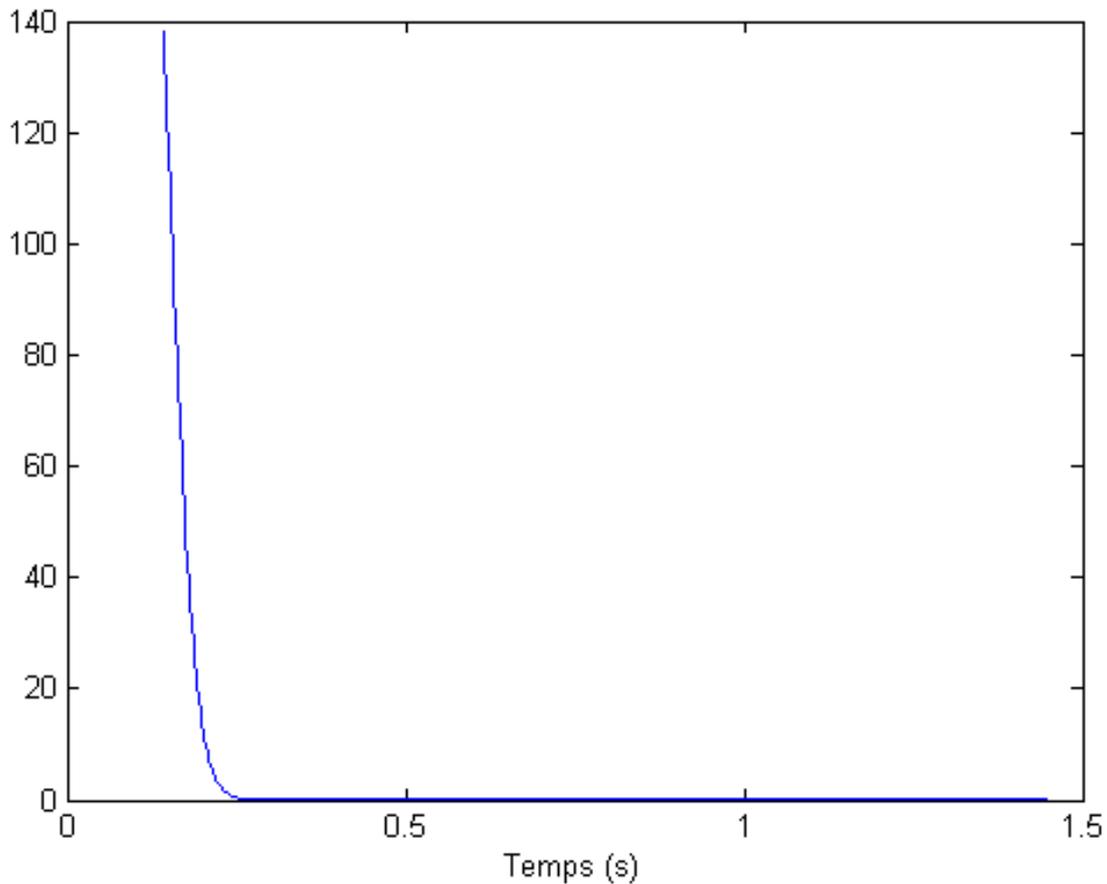


FIGURE 4.28 – Le résidu dans le cas d'une chute du TPC à cause d'une faible vitesse d'écoulement

On conclut que l'approche de diagnostic permet de faire la distinction entre le fouling et la mauvaise polarisation de température, vu que le résidu est sensible aux variations du flux massique dues au fouling, et non pas celle dues à une mauvaise polarisation de température

4.12 Conclusion

Ce chapitre a fourni une étude de détection de défauts trouvés dans la littérature sur le processus DCMD. L'objectif a été de mettre en œuvre une technique de diagnostic de défauts par l'utilisation de l'observateur à entrées inconnues UIO.

En premier lieu une étude bibliographique sur les défauts dus au fouling et une mauvaise polarisation de température dans les modules DCMD a été présentée, avec une modélisation de l'effet de ce dernier sur le rendement du système. Par la suite, une application du diagnostic à base d'observateur UIO a été faite sur la station DCMD.

Enfin, on a présenté des résultats de simulations dans le cas d'existence de défauts dues au fouling, et dans le cas d'une mauvaise polarisation, et on a constaté que le résidu généré permet de détecter et distinguer les deux cas qui causent la chute du flux de l'eau produite. Sachant que les deux cas sont liés car un fouling dans les membranes entraîne une diminution de la polarisation de température.

Ces résultats l'efficacité de l'approche de diagnostic pour la détection des défauts de la station DCMD, afin d'effectuer une maintenance préventive.

CONCLUSION GÉNÉRALE

La DCMD est l'une des technologies les plus prometteuses de séparation et de purification surtout pour le dessalement de l'eau de mer et le traitement des eaux usées. C'est un processus de séparation entraîné thermiquement où le gradient de température à travers la membrane crée une différence de pression de saturation entre les deux côtés de celle-ci, ce qui entraîne le transfert de masse et d'énergie à travers la membrane. Donc, la connaissance des profils de température dans les deux côtés de la membrane est cruciale pour étudier la performance de la DCMD. Plusieurs travaux de recherche ont été réalisés afin de comprendre l'effet des propriétés membranaires sur les phénomènes de transfert de masse et de chaleur, et ils ont généralement porté sur l'élaboration de nouveaux matériaux de membranes. Plusieurs modèles ont été proposés pour étudier ce processus, mais la plupart d'entre eux supposent des conditions d'état statiques. Ce travail présente une nouvelle approche pour estimer le gradient thermique la distillation membranaire à contact direct (DCMD) en présentant un modèle dynamique des variations de la température dans les deux côtés de la membrane. Ce travail propose aussi une approche de détection de défauts à base d'observateur, afin de prédire certains dysfonctionnements telle que l'encrassement de la membrane (fouling).

Le travail fait lors de ce mémoire de fin d'études a porté sur les axes suivants :

Le premier chapitre a permis de présenter les différentes technologies de dessalement de l'eau de mer utilisées dans l'industrie. Par la suite, nous avons exposé la technologie de distillation membranaire (MD) qui est une technologie en cours de développement, son principe de fonctionnement, ainsi que les différentes configurations de la MD avec une comparaison entre elles. Nous avons terminé ce chapitre par une présentation des avantages et inconvénients de la MD, et les perspectives de la technologie.

Le but de deuxième chapitre était de présenter un modèle d'état dynamique du module DCMD, afin d'obtenir la distribution de la température dans les deux côtés de la membrane, dans un premier temps nous avons présenté les différentes approches classiques de modélisation des systèmes MD avec une étude comparative entre elles, ensuite nous avons expliqué les phénomènes de transfert de chaleur

et de masse et leur importance dans les applications MD, Dans cette étape nous avons modélisé le flux massique traversant la membrane et nous avons aussi posé l'équation générale qui régit le transfert de chaleur au niveau de la membrane. Cette équation est une équation différentielle aux dérivées partielles qui a été approximé pour développer le modèle d'état du système DCMD. Ce modèle a été implémenté sur Matlab en vue de simuler le fonctionnement de la station de dessalement DCMD. Finalement, des simulations ont été présentés, et une validation du modèle à travers une comparaison avec des données expérimentales. Le nouveau modèle présenté repose sur la résolution simultanée des équations de transfert de chaleur et de masse. De plus, le modèle est basé sur la représentation dans l'espace d'État, donc il offre une grande flexibilité pour l'adaptation aux techniques de commande et d'observation. L'un des résultats de cette forme du modèle est l'élaboration d'un observateur non linéaire pour estimer le gradient thermique à travers les mesures disponibles.

L'objectif de troisième chapitre était d'aboutir à la distribution de la température à l'intérieur du système à travers un observateur d'état, en se basant sur le modèle d'état du système DCMD, le problème rencontré est que les seules données disponibles sont l'entrée et la sortie du système global. Pour surmonter ce problème nous avons considéré un observateur à entrée inconnue pour estimer toutes les températures internes en commençant l'observation du dernier sous système jusqu'au premier. Et pour la synthèse de ce type d'observateurs dans le cas des systèmes non linéaires, on a vérifié certaines conditions portant sur l'existence de l'observateur, qui ont été satisfaites pour le système de DCMD. Par la suite, et pour assurer la convergence asymptotique nous avons défini une fonction de Lyapounov sur l'erreur, qui a été traduit par la suite sous forme de LMI. Finalement, nous avons appliqué les résultats trouvés sur le système DCMD afin de tester l'efficacité de l'observateur proposé.

Dans le quatrième chapitre et après la présentation de l'observateur UINO, nous avons abordé le problème de diagnostic de défauts dans la station de DCMD à base d'observateur UINO, pour atteindre cet objectif nous avons partagé le travail en deux étapes. Tout d'abord nous avons élaboré les modèles qui régissent le transfert de masse à travers la membrane en présence des différents types du fouling. Dans la deuxième partie de ce chapitre nous avons étudié la stratégie de diagnostic des défauts en utilisant l'observateur UINO, en premier lieu nous avons commencé par la présentation des différents aspects du diagnostic comme la notion de résidus et la procédure de La détection de défauts, Par la suite, une application du diagnostic à base d'observateur UIO a été faite sur la station DCMD. Dans la deuxième partie nous avons présenté les deux facteurs majeurs responsables de la réduction du flux, la mauvaise polarisation de température (mauvais TPC) et le fouling, tout en expliquant comment ces deux facteurs affectent le flux, ensuite Nous avons terminé ce chapitre par présenter des résultats de simulations dans le cas d'existence de défauts dues au fouling, et dans le cas d'une mauvaise polarisation, et on a constaté que le résidu généré permet de détecter et distinguer les deux cas qui causent la chute du flux de l'eau produite. Ce travail propose des outils efficaces pour la prédiction du gradient de température dans les modules DCMD, ainsi pour la détection et la prédiction des défauts dans ces derniers, et représente un apport de l'automatique dans un domaine de recherche en évolution quotidienne. Les résultats obtenus dans ce travail offrent des perspectives intéressantes de

développements. En particulier, les points suivants peuvent faire l'objet de travaux futurs :

- Le développement d'un modèle d'état pour d'autres configurations MD, en se basant sur le modèle de la DCMD.
- L'amélioration de l'observateur proposé en ajoutant des contraintes sur le LMI, ou en envisageant un observateur par mode de glissement.
- Améliorer les résultats de l'observateur, en utilisant l'entrée globale du système.
- L'optimisation énergétique du procédé, et l'amélioration du rendement de la station.
- L'asservissement du coefficient de polarisation, en implémentant une technique de commande robuste, afin de suivre une référence optimale.
- Opter pour des commandes tolérantes aux défauts
- L'identification et l'isolation des types de fouling.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] M.M.A. Shirazi. et al. *Computational Fluid Dynamic (CFD) opportunities applied to the membrane distillation process : State-of-the-art and perspectives*. Elsevier, 2015.
- [2] Chaoyang Feng. *Development of Novel Nanofiber Membranes for Seawater Desalination by Air Gap Membrane Distillation*. Ph.D. Université de Ottawa, Canada, 2009.
- [3] R. Semite. *Desalination - present and Future*. Invited article for IWRA '21, "Water International", 25 (1), 54-65.
- [4] K. Wangnick. *IDA Worldwide Desalting Plants Inventory Report No. 17*. Wangnick Consulting GmbH and the International Desalination Association (IDA), Vienna, July, 2002.
- [5] S. Sourirajan *Reverse osmosis and synthetic membranes : theory, technology, and engineering..* Ottawa : National Research Council Canada, 1977.
- [6] D. H. Furukawa. *A Review of Seawater Reverse Osmosis..* IDA Desalination Seminar, Cairo, Egypt, September 1997.
- [7] R. J. Milko. *Reverse osmosis and its application to water purification*. Ottawa : Library of Parliament, Canada, 1986.
- [8] M. Al-Sahali et H. Ettouney. *Developments in thermal desalination processes : Design, energy, and costing aspects..* Desalination ; 214(1-3) :227-240, 2007.
- [9] F. N, Alasfour, M. A. Darwish, A. Q. Bin Amer. *Thermal analysis of METVC plus MEE desalination systems*. Desalination ; 174(1) :39-61, 2005.
- [10] A. Alkhudhiri, N. Darwish, N. Hilal. *Membrane distillation : a comprehensive review*. Desalination 287 (2012) 2–18.
- [11] A.E. Khalifa. *Water and air gap membrane distillation for water desalination—an experimental and comparative study*. Sep. Purif. Technol. 141 (2015) 276–284.

-
- [12] S. Zhao, L. Wardhaugh, J. Zhang, P.H.M. Feron. *Condensation, re-evaporation and associated heat transfer in membrane evaporation and sweeping gas membrane distillation*. J. Membr. Sci. 475 (2015) 445–454.
- [13] S. Kimura, S. Nakao, S. Shimatani. *Transport phenomena in membrane distillation*. J. Membr. Sci. 33 (1987) 285–298.
- [14] A. Bahmanyar, M. Asghari, N. Khoobi. *Numerical simulation and theoretical study on simultaneously effects of operating parameters in direct contact membrane distillation*. Chem. Eng. Process. Process Intensif. 61 (2012) 42–50.
- [15] E. Curcio, E. Drioli. *Membrane distillation and related operations—a review*. Purif. Rev. 34 (2005) 35–86.
- [16] F. T. Wallenberger. *Advanced Fibers, Plastics, Laminates and Composites*. symposium held November 26-30, 2001, Boston, Massachusetts, U.S.A. Warrendale.
- [17] M. Khayet, *Membranes and theoretical modeling of membrane distillation : a review*, . Adv. Colloid Interf. Sci. 164 (2011) 56–88.
- [18] E. Drioli, A. Ali, F. Macedonio, *Membrane distillation : recent developments and perspectives*,. Desalination 356 (2015) 56–84.
- [19] H. Hayer, O. Bakhtiari, T. Mohammadi, *Simulation of momentum, heat and mass transfer in direct contact membrane distillation : a computational fluid dynamics approach*,. J. Ind. Eng. Chem. 21 (2015) 1379–1382.
- [20] M. CHAKIR, M. TADJINE and MS. BOUCHERIT *New State Space Modelling Approach and Unknown Input Observer Design for the Assessment of Temperature Polarization Phenomenon in Direct Contact Membrane Distillation*. Nonlinear Dynamics and Systems Theory, volume (issue) (year) 126.
- [21] E. Curcio, E. Drioli, *Membrane distillation and related operations—a review*,. Sep. Purif. Rev. 34 (2005) 35–86.
- [22] M. Khayet, T. Matsuura, *Membrane distillation : principles and applications*, Elsevier, 2011.
- [23] Schofield, R.W., Fane, A.G. and Fell, *C.G.D. Gas and vapor transport through microporous membrane*.. Journal of Membrane science 53 (1-2) (1990) 159-171.
- [24] Eleiwi, F., Laleg-Kirati, T.M. In : Preprints of the 19th World *Dynamic modeling and optimization in membrane distillation system*.. Congress, The International Federation of Automatic Control. Cape Town, South Africa, 2014, 24-29
- [25] M. Mulder, *Basic principles of membrane technology,,second edition*. Dordrecht, 1996.

-
- [26] K.W. Lawson, D.R. Lloyd. *Membrane distillation. U. Direct contact MD*. J. membr. Sci. 120 (1996), 123-133.
- [27] F.A. Banat, *distillation for desalination and removal of volatile organic compounds from water, Ph.D. thesis* . McGill University, 1994.
- [28] Ho Jung Hwang, Ke He, Stephen Gray, Jianhua Zhang, Il Shik Moon, *Direct contact membrane distillation (DCMD) : Experimental study on the commercial PTFE membrane and modeling*. ELSEVIER, Journal of Membrane Science 371 (2011) 90–98
- [29] Weitian Chen and Mehrdad Saif *Unknown Input Observer Design for a Class of Nonlinear Systems : an LMI Approach* . Proceedings of the 2006 American Control Conference Minneapolis, Minnesota, USA, June 14-16, 2006.
- [30] S.Srisurichan, R.Jiraratananon, A.G.Fane, *Mass transfer mechanisms and transport resistances in direct contact membrane distillation process*, J.Membr. Sci. 277 (1–2) (2006) 186–194.
- [31] Y.M. Manawi et al *A predictive model for the assessment of the temperature polarization effect in direct contact membrane distillation desalination of high salinity feed*, Desalination 341 (2014) 38–49.
- [32] Tijing,L.D. ,Woo,Y.C. ,Choi, J.S. , Lee, S. ,Kim, S.H. and Shon, H.K. *Fouling and its control in membrane distillation - A review*, Journal of Membrane Science 475 (2015) 215-244.
- [33] Field, R.W., Wu, D., Howell, J.A., and Gupta, B.B. *Critical flux concept for microfiltration fouling*, J. Memb. Sci., 100, 259–272.(1995).
- [34] Naidu, G and al *A review on fouling of membrane distillation* Desalination and Water Treatment.(2015) 1–25.
- [35] Hermia, J. *Constant pressure blocking filtration laws : Application to power-law non-newtonian fluids*, Trans. Ind. Chem. Eng., 60, 183–187.
- [36] M. Gryta, *The assessment of microorganism growth in the membrane distillation system*, Desalination 142 (1) (2002) 79–88.
- [37] M. Gryta, *Alkaline scaling in the membrane distillation process*, Desalination 228 (1–3) (2008) 128–134.
- [38] C.M. Tun, A.G. Fane, J.T. Matheickal, R. Sheikholeslami, *Membrane distillation crystallization of concentrated salts—flux and crystal formation*, J. Membr. Sci. 257 (1–2) (2005) 144–155.
- [39] M. Khayet, J.I. Mengual, *Effect of salt concentration during the treatment of humic acid solutions by membrane distillation*, Desalination 168 (2004) 373–381.

-
- [40] Gryta, M. *Fouling in direct contact membrane distillation process*, Journal of Membrane Science 325 (1) (2008) 383-394.
- [41] Khayet, M., Velquez A. and Mengual, J.I . *Direct contact membrane distillation of humic acid solutions*, Journal of Membrane Science 240 (1-2) (2004) 123-128.
- [42] M. Khayet, *Membranes and theoretical modeling of membrane distillation : A review*, Adv. Colloid Interface Sci. 164 (2011) 56-88.
- [43] F. Ali, E. Macedonio, S. Drioli, A. Aljlil, O.A. Alharbi, *Experimental and theoretical evaluation of temperature polarization phenomenon in direct contact membrane distillation*, Chem. Eng. Res. Des. 91 (2013) 1966–1977.
- [44] A. Criscuoli, M. Carnevale, E. Drioli, *Evaluation of energy requirements in membrane distillation*, chemical engineering and processing, Process Intensification 47 (7) (2008) 1098–1105.
- [45] Ramezani-pour. M ,Sivakumar. M *An analytical flux decline model for membrane distillation*, Desalination 345 (2014) 1–12.
- [46] R. Field and al *Fundamentals of Fouling*. Membrane Technology : Membranes for Water Treatment, Volume 4.(2010)
- [47] NECAIBIA Amar, *Conception d'Observateurs Robustes pour le Diagnostic des Processus Énergétiques* . Thèse de magister, UNIVERSITE BADJI MOKHTAR ANNABA, 2009.
- [48] Guillaume Graton, *Diagnostic des systèmes à l'aide d'observateurs à mémoire finie, Application au Common Rail* . Automatique / Robotique. Université d'Orléans, 2005.
- [49] R. Isermann and P. Ballé, *Terminology in the held of supervision, fault detection and diagnosis*, . Technical Committee of Safeprocess'97 (August, 1997).
- [50] Hamid Baikeche. *Diagnostic des systèmes linéaires en boucle fermée*. . Automatique / Robotique. Institut National Polytechnique de Lorraine - INPL, 2007.
- [51] Talamali Mohamed Salah Eddine *Supervision d'un système de dessalement par distillation avec contact membranaire direct (DCMD)* . Laboratoire de commande des processus/ Ecole Nationale Polytechnique, 2015.
- [52] Khoukhi Billal *Modélisation et commande d'un système solaire thermique-dessalement eau de mer* . Laboratoire de commande des processus/ Ecole Nationale Polytechnique, 2013.

ANNEXE A

LE DÉVELOPPEMENT DU MODÈLE D'ÉTAT DU SYSTÈME

DCMD

A.1 Le Développement du modèle d'état

A.1.1 La formulation

Les notations

Puisque la température a une distribution bidimensionnelle $T(x, z)$, nous considérons tout d'abord $(M + 1)$ colonnes séparées par distance constante dz le long de l'axe z avec des indices $j = 0; M$ ce qui donne M sous-systèmes.

Pour chaque côté du processus, nous considérons $(N + 2)$ lignes séparées par distance constante dx le long de l'axe x avec des indices $i = 0; N + 1$.

${}^jT_{s,i}$ est la température du point $(i; j)$ dans le côté s , comme montré dans la figure A.1 ci-dessous :

les variable d'états

Pour un sous-système \sum_j^s , correspondant à la colonne j (avec $j = 1; M$), le vecteur d'état x_j^s est composé de N variables d'états qui représentent la température du point $(i; j)$ tel que $(i = 1; N)$

$${}^jx_i = [{}^jx_{s,1} \cdots {}^jx_{s,N}]^T = [{}^jT_{s,1} \cdots {}^jT_{s,N}]^T \quad (\text{A.1})$$

Puisque l'écoulement est laminaire on peut considérer que la sortie de chaque sous-système est égale au vecteur d'état. En outre, en raison de conditions aux limites la température résultante mesurable de tout le processus DCMD correspond à celle du dernier sous-système ($j = M$). Cela signifie que :

$${}^jy_i = {}^jC_i \cdot {}^jx_i = {}^jx_i \quad (\text{A.2})$$

Où $\beta_{i,j}$ est une perturbation bornée, résultante de l'incertitude dans la modélisation. Maintenant on réécrit l'équation (2.8) d'un point donné (i ; j) dans le côté "s" :

$$\frac{\partial({}^jT_{s,i})}{\partial t} = {}^j\alpha_{s,i} \frac{\partial^2({}^jT_{s,i})}{\partial^2x} - v_{s,i} \frac{\partial({}^jT_{s,i})}{\partial z} \quad (\text{A.8})$$

Ensuite on substitue (A.5),(A.7) le résultat est exprimé par :

$$\frac{\partial({}^jT_{s,i})}{\partial t} = \left[{}^j\alpha_{s,i} \frac{1}{\Delta x^2} ({}^jT_{i+1} - 2{}^jT_i + {}^jT_{i-1}) - \frac{v_{s,i}}{\Delta z} {}^jT_i \right] + \frac{v_{s,i}}{\Delta z} {}^{j-1}T_{s,i} + v_{s,i} {}^j\beta_i \quad (\text{A.9})$$

On note que le signe de $v_{s,i}^j\beta_i$ n'a pas d'importance puisque le terme de perturbation ${}^j\beta_i$ est inconnu, et le paramètre α d'un sous-système \sum_j^s est donné par : ${}^j\alpha_{s,i} = \frac{k_{s,i}}{\rho_{s,i}C_{ps}}$

A.1.3 Les conditions aux limites

Dans la première (resp. Dernière) colonne : $j = 0$ (resp. $j = M$) qui correspondent au premier et dernier mur vertical intérieur du processus DCMD pour les deux côtés, la température est la même à toutes les lignes et est égale à la température d'entrée (resp. sortie).

$$\begin{cases} {}^0T_{s,i} = T_{s,in} & \forall i \\ {}^MT_{s,i} = T_{s,out} & \forall i \end{cases} \quad (\text{A.10})$$

Maintenant on va appliquer les équations (A.4) sur les équations des conditions aux limites (2.10) ce qui nous donne :

Dans la première ligne $i = 0$ (correspond à la première paroi horizontale du processus DCMD) :

$${}^jT_{s,0} = \frac{4{}^jT_{s,1} - {}^jT_{s,2}}{3} \quad (\text{A.11})$$

Dans la dernière ligne $i = N + 1$ (correspondante à la couche limite avec la membrane) [4] :

- Pour le côté chaud :

$${}^jT_{a,N+1} = \frac{1}{3} \left[4 {}^jT_{a,N} - {}^jT_{a,N-1} - \frac{2\Delta x}{k_{a,N}} \left(\lambda J + \frac{k_m}{\delta_m} ({}^jT_{a,N} - {}^jT_{b,N}) \right) \right] \quad (\text{A.12})$$

- Pour le côté froid :

$${}^jT_{b,N+1} = \frac{1}{3} \left[4 {}^jT_{b,N} - {}^jT_{b,N-1} + \frac{2\Delta x}{k_{b,N}} \left(\lambda J + \frac{k_m}{\delta_m} ({}^jT_{a,N} - {}^jT_{b,N}) \right) \right] \quad (\text{A.13})$$

A.1.4 Approximation des paramètres variables

On considère que le paramètre α dans les deux côtés a une petite variation inconnue mais bornée autour de sa valeur nominale valeur α_{sn} :

$${}^j\alpha_{s,i} = \alpha_{sn} + \Delta^j\alpha_{s,i} ; \quad s = a, b \quad (\text{A.14})$$

$$\begin{cases} j\alpha_{sn} = \frac{k_{sn}}{\rho_{sn}C_{ps}} \\ |\Delta^j\alpha_{s,i}| \leq \sigma_{\alpha_s} ; \quad \sigma_{\alpha_s} > 0 \end{cases} \quad (\text{A.15})$$

De plus, le terme de perturbation bornée β introduit dans l'équation (A.7) est tel que :

$$|\Delta^j\beta_{s,i}| \leq \sigma_{\beta_s} ; \quad \sigma_{\beta_s} > 0 \quad (\text{A.16})$$

Puis, on rassemble toutes les variations $\Delta^j\alpha_{s,i}$ dans un vecteur ${}^j\theta_{\alpha_s}$ et tous les termes de perturbation $\Delta^j\beta_{s,i}$ dans un vecteur ${}^j\theta_{\beta_s}$ et on obtient :

$${}^j\theta_{\alpha_s} = [{}^j\theta_{\alpha_s,1} \cdots {}^j\theta_{\alpha_s,N}]^T = [\Delta^j\alpha_{s,1} \cdots \Delta^j\alpha_{s,N}]^T \quad (\text{A.17})$$

$${}^j\theta_{\beta_s} = [{}^j\theta_{\beta_s,1} \cdots {}^j\theta_{\beta_s,N}]^T = [{}^j\beta_{s,1} \cdots {}^j\beta_{s,N}]^T \quad (\text{A.18})$$

A.2 Le Développement du modèle d'état

A.2.1 Les équations du modèle d'état

Le choix précédent des états, des entrées et des sorties (A.1), avec l'approximation des paramètres variables (A.14) et les termes de perturbation ((A.17),(A.18)), donne un modèle d'état pour déterminer la distribution de température à chaque point $(i; j)$, donc l'équation (A.9) devient comme suit :

$$\begin{aligned} j\dot{x}_{s,i} = & \left[j\alpha_{sn} \frac{1}{\Delta x^2} (jx_{s,i+1} - 2jx_i + jx_{s,i-1}) - \frac{v_{s,i}}{\Delta z} jx_{s,i} \right] + \frac{v_{s,i}}{\Delta z} j u_{s,i} \\ & + \frac{1}{\Delta x^2} (jx_{s,i-1} + 2jx_{s,i} - jx_{s,i+1}) j\theta_{\alpha_s,i} + v_{s,i} j\theta_{\beta_s,i} \end{aligned} \quad (\text{A.19})$$

Et puisque les deux états $i=1$ et $i=N$ dépendent des conditions aux limites, on doit développer l'équation (A.19) pour ces deux cas et pour le cas $1 < i < N$:

- Pour $i = 1$: on a ${}^jx_{s,0}$ à partir de l'équation (A.11), donc l'équation (A.19) devient :

$$\begin{aligned} j\dot{x}_{s,1} = & \left[\left(-\frac{2}{3} \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} - \frac{v_{s,1}}{\Delta z} \right) jx_{s,1} + \frac{2}{3} \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} jx_{s,2} \right] + \frac{v_{s,1}}{\Delta z} j u_{s,1} \\ & + \frac{1}{\Delta x^2} \left(-\frac{2}{3} jx_{s,1} + \frac{2}{3} jx_{s,2} \right) j\theta_{\alpha_s,1} + v_{s,1} j\theta_{\beta_s,1} \end{aligned} \quad (\text{A.20})$$

- Pour $1 < i < N$:

l'équation (A.19) donne :

$$\begin{aligned} j\dot{x}_{s,i} = & \left[\frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} jx_{s,i-1} - \left(2\frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} - \frac{v_{s,i}}{\Delta z} \right) jx_{s,i} + \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} jx_{s,i+1} \right] + \frac{v_{s,i}}{\Delta z} j u_{s,i} \\ & + \frac{1}{\Delta x^2} (jx_{s,i-1} + 2jx_{s,i} - jx_{s,i+1}) j\theta_{\alpha_s,i} + v_{s,i} j\theta_{\beta_s,i} \end{aligned} \quad (\text{A.21})$$

- Pour $i = N$: on a ${}^jx_{a,N+1}$ et ${}^jx_{b,N+1}$ à partir de les équations (A.12) et (A.13), et on considère le terme du couplage x_{ab} entre l'état ${}^jx_{a,N+1}$ du côté chaud et l'état ${}^jx_{b,N+1}$ du froid

$${}^jx_{ab} = 2\Delta x \left(\lambda J + \frac{k_m}{\delta_m} ({}^jx_{a,N} - {}^jx_{b,N}) \right) \quad (\text{A.22})$$

D'où les équations (A.12) et (A.13) deviennent :

$$\begin{cases} jx_{a,N+1} &= \frac{1}{3} \left[4 jx_{a,N} - jT_{a,N-1} - \frac{jx_{ab}}{k_{a,N}} \right] \\ jx_{b,N+1} &= \frac{1}{3} \left[4 jx_{b,N} - jT_{b,N-1} + \frac{jx_{ab}}{k_{b,N}} \right] \end{cases} \quad (\text{A.23})$$

Pour une écriture plus simple on introduit le terme \bar{s} tel que :

$$\bar{s} = \frac{2s - a - b}{b - a} \quad (\text{A.24})$$

$$jx_{b,N+1} = \frac{1}{3} \left[4 jx_{b,N} - jT_{b,N-1} + \bar{s} \cdot \frac{jx_{ab}}{k_{b,N}} \right] \quad (\text{A.25})$$

D'où on a :

$$j\dot{x}_{s,N} = \left[\frac{2}{3} \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} jx_{s,N-1} - \left(\frac{2}{3} \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} + \frac{v_{s,i}}{\Delta z} \right) jx_{s,N} \right] + \frac{v_{s,N}}{\Delta z} ju_{s,N} + \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} \bar{s} \frac{jx_{ab}}{3k_{s,N}} \frac{1}{\Delta x^2} \left(\frac{2}{3} jx_{s,N-1} - \frac{2}{3} jx_{s,N} + \frac{\bar{s}}{3k_{s,N}} jx_{ab} \right) j\theta_{\alpha s,N} + v_{s,N} j\theta_{\beta s,N} \quad (\text{A.26})$$

A.2.2 La forme matricielle du Modèle

les équations (A.20),(A.21)et(A.26) peuvent prendre la forme matricielle suivante :

- La matrice dynamique jA_s :

$$jA_s = \begin{bmatrix} jA_{s1} \\ \vdots \\ jA_{sN} \end{bmatrix} \quad (\text{A.27})$$

Tel que les lignes sont :

$$\begin{cases} jA_{s1} &= [a_{s1,1} \quad a_{s1,2} \quad 0 \cdots 0] \\ jA_{si} &= [0 \cdots 0 \quad a_{si,i-1} \quad a_{si,i} \quad a_{si,i+1} \quad 0 \cdots 0] \\ jA_{sN} &= [0 \cdots 0 \quad a_{sN,N-1} \quad a_{sN,N}] \end{cases} \quad (\text{A.28})$$

et les éléments de chaque ligne sont :

$$\begin{cases} a_{s1,1} &= - \left(\frac{2}{3} \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} + \frac{v_{s,1}}{\Delta z} \right) \quad , \quad a_{s1,2} = \frac{2}{3} \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} \\ a_{si,i-1} &= \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} \quad , \quad a_{si,i} = \left(2 \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} + \frac{v_{s,i}}{\Delta z} \right) \quad , \quad a_{si,i+1} = \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} \\ a_{sN,N-1} &= \frac{2}{3} \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} \quad , \quad a_{sN,N} = - \left(\frac{2}{3} \frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} + \frac{v_{s,N}}{\Delta z} \right) \end{cases} \quad (\text{A.29})$$

- Les matrices d'entrée/sortie jB_s et jC_s :

$$\begin{cases} jB_s &= \text{diag}(jB_{si}) \quad , \quad jB_{si} = \frac{v_{s,i}}{\Delta z} \quad \forall i, j \\ jC_s &= I_N \quad \forall j \end{cases} \quad (\text{A.30})$$

- Les termes de perturbation :

On va tout d'abords former le vecteur ${}^j\theta_s$ à partir des équations (A.17) et (A.18), qui contient toutes les variations bornées due a l'approximation, et ${}^j\Psi_s({}^jx_s, {}^j\theta_s)$ le vecteur qui contient tous les résultats des perturbations

$${}^j\theta_s = \begin{bmatrix} {}^j\theta_{\alpha s} \\ {}^j\theta_{\beta s} \end{bmatrix} \quad (\text{A.31})$$

$${}^j\Psi_s({}^jx_s, {}^j\theta_s) = \begin{bmatrix} {}^j\Psi_{s1} \\ \vdots \\ {}^j\Psi_{sN} \end{bmatrix} \quad (\text{A.32})$$

- Pour $i = 1$:

$${}^j\Psi_{s1} = \frac{1}{\Delta x^2} \left(-\frac{2}{3} {}^jx_{s,1} + \frac{2}{3} {}^jx_{s,2} \right) {}^j\theta_{\alpha s,1} + v_{s,1} {}^j\theta_{\beta s,1} \quad (\text{A.33})$$

- Pour $1 < i < N$:

$${}^j\Psi_{si} = \frac{1}{\Delta x^2} ({}^jx_{s,i-1} + 2{}^jx_{s,i} - {}^jx_{s,i+1}) {}^j\theta_{\alpha s,i} + v_{s,i} {}^j\theta_{\beta s,i} \quad (\text{A.34})$$

- Pour $i = N$:

$${}^j\Psi_{sN} = \left[\frac{\alpha_{sn}}{\Delta x^2} \bar{s} \frac{{}^jx_{ab}}{3k_{s,N}} \frac{1}{{}^j\theta_{\alpha s,N}} + \frac{1}{\Delta x^2} \left(\frac{2}{3} {}^jx_{s,N-1} - \frac{2}{3} {}^jx_{s,N} + \frac{\bar{s}}{3k_{s,N}} {}^jx_{ab} \right) \right] {}^j\theta_{\alpha s,N} + v_{s,N} {}^j\theta_{\beta s,N} \quad (\text{A.35})$$

À la fin on peut écrire l'expression de ${}^j\Psi_s({}^jx_s, {}^j\theta_s)$ sous la forme compacte suivante :

$${}^j\Psi_s({}^jx_s, {}^j\theta_s) = {}^j\Psi_{\alpha s} \cdot {}^j\theta_{\alpha s} + {}^j\Psi_{\beta s} \cdot {}^j\theta_{\beta s} = {}^j\Psi_s({}^jx_s) {}^j\theta_s \quad (\text{A.36})$$

sachant que :

$$\begin{cases} {}^j\Psi_{\beta s} = \text{diag}({}^j\Psi_{\beta si}) \\ {}^j\Psi_s({}^jx_s) = \begin{bmatrix} {}^j\Psi_{\alpha s} & {}^j\Psi_{\beta s} \end{bmatrix} \end{cases}, \quad {}^j\Psi_{\alpha s} = \text{diag}({}^j\Psi_{\alpha si}) \quad (\text{A.37})$$

Finalement, le modèle d'état incertain d'un seul sous système de DCMD est donné par la formule matricielle suivante :

$$\Sigma_j^s \begin{cases} {}^j\dot{x}_s = {}^jA_s \cdot {}^jx_s + {}^jB_s \cdot {}^ju_s + {}^j\Psi_s({}^jx_s) {}^j\theta_s \\ {}^jy_s = {}^jC_s \cdot {}^jx_s \end{cases} \quad j = 1, \dots, M \quad (\text{A.38})$$

ANNEXE B

L'OBSERVABILITÉ DU SYSTÈME DCMD

Tout d'abord, on considère le modèle non perturbé (c.à.d sans le terme ${}^j\Psi_s(jx_s)j\theta_s$) :

$$\left. \begin{aligned} {}^jC_i &= I_N \\ {}^j u_i = {}^{j-1}y_i &= {}^{j-1}C_i {}^{j-1}x_i = {}^{j-1}x_i \end{aligned} \right\} \implies {}^j\dot{x}_s = {}^jC_i {}^jx_s + {}^jB_i {}^{j-1}x_i \quad (\text{B.1})$$

et pour $j = M, \dots, 1$

$$\left\{ \begin{aligned} {}^M\dot{x}_s &= {}^MA_s {}^jx_s + {}^MB_s {}^{M-1}x_s \\ &\vdots \\ {}^1\dot{x}_s &= {}^1A_s {}^jx_s + {}^1B_s {}^0x_s \end{aligned} \right. \quad (\text{B.2})$$

ou sous la forme compacte suivante :

$$\left\{ \begin{aligned} \dot{X}_g &= A_g X_g + B_g U_g \\ Y_g &= C_g X_g \end{aligned} \right. \quad (\text{B.3})$$

Où, X_g le vecteur d'état global $[(N.M) \times 1]$, $U_g = {}^0x_s = {}^1u_s$ est le vecteur des températures d'entrée et $Y_g = {}^M y_s$ est le vecteur des températures de sortie mesurable .

$$X_g = [{}^M x_s, {}^{M-1}x_s \cdots {}^1x_s] , U_g = {}^1 u_s , \text{ and } Y_g = {}^M y_s = {}^MC_s {}^M x_s = {}^M x_s \quad (\text{B.4})$$

A_g est une matrice carrée de dimensions $[(N.M) \times (N.M)]$, B_g une matrice de dimensions $[(N.M) \times N]$ et C_g de dimensions $[N \times (N.M)]$ formées comme suite :

$$\left\{ \begin{array}{l} A_g = \begin{bmatrix} A_{g1} \\ \vdots \\ {}^j A_{gM} \end{bmatrix} \text{ et : } \begin{cases} A_{g1} = [[{}^M A_s] [{}^M B_s] [0] \cdots [0]] \\ A_{gj} = [[0] \cdots [0] [{}^j A_s] [{}^j B_s] [0] \cdots [0]] \\ A_{gM} = [[0] \cdots [0] [{}^1 A_s]] \end{cases} \\ \\ B_g = \begin{bmatrix} [0] \\ \vdots \\ [0] \\ [{}^1 B_s] \end{bmatrix}, C_g = [[{}^M C_s] [0] \cdots [0]] = [[I_N] [0] \cdots [0]] \end{array} \right. \quad \leftarrow \text{-----} \rightarrow \quad (\text{B.5})$$

Donc, la matrice d'observabilité est définie comme suite :

$$\mathcal{O}(A_g, C_g) = \begin{bmatrix} \mathcal{O}_1 \\ \vdots \\ \mathcal{O}_M \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} C_g \\ C_g A_g \\ \vdots \\ C_g A_g^{M-1} \end{bmatrix} \quad (\text{B.6})$$

On remarque bien que la matrice d'observabilité $\mathcal{O}(A_g, C_g)$ a une forme triangulaire suivante :

$$\left\{ \begin{array}{l} \mathcal{O}_1 = [[I_N] [0] \cdots [0]] \\ \mathcal{O}_2 = [[{}^M A_s] [{}^M B_s] [0] \cdots [0]] \\ \mathcal{O}_3 = [[\mathcal{O}_{31}] [\mathcal{O}_{32}] [{}^M B_s \quad {}^{M-1} B_s \quad {}^{M-2} B_s] [0] \cdots [0]] \\ \vdots \\ \mathcal{O}_r = [[\mathcal{O}_{r1}] \cdots [\mathcal{O}_{rr-1}] [\mathcal{O}_{rr-1}] [\mathcal{O}_{rr}] [0] \cdots [0]] \end{array} \right. \quad (\text{B.7})$$

Tel que les éléments diagonaux donnée par :

$$\left\{ \begin{array}{l} \mathcal{O}_1 = I_N \\ \mathcal{O}_{rr} = \prod_{k=0}^{r-2} {}^{M-k} B_s \end{array} \right. \quad (\text{B.8})$$

D'où la forme simple du déterminant du matrice d'observabilité :

$$|\mathcal{O}(A_g, C_g)| = \prod_r \mathcal{O}_{rr} \quad (\text{B.9})$$

Et puisque tous les matrices ${}^j B_s$ sont triangulaire (c.à.d $|{}^j B_s| \neq 0$), donc la matrice d'observabilité $\mathcal{O}(A_g, C_g)$ est de rang plain $(N.M)$, d'où le vecteur global des états est complètement observable.

ANNEXE C

DÉMONSTRATION DE LA STABILITÉ DE L'OBSERVATEUR

UIO

Le même modèle d'état pour tout les sous-système DCMD est donné par :

$$\begin{cases} \dot{x} = Ax + Bu + \Psi(x)\theta \\ y = Cx \end{cases} \quad (\text{C.1})$$

Et on a la forme de l'observateur d'état à entrée inconnue pour ce système s'écrit sous la forme suivante :

$$\begin{cases} \dot{\hat{x}} = A\hat{x} + B\hat{u} + \Psi(\hat{x})\hat{\theta} + L(y - \hat{y}) \\ \hat{y} = C\hat{x} \\ \dot{\hat{u}} = \eta(y - \hat{y}) \end{cases} \quad (\text{C.2})$$

Et la dynamique l'erreur d'estimation est :

$$\begin{cases} \dot{\tilde{x}} = (A - LC)\tilde{x} + B\tilde{u} + (\Psi(x)\theta - \Psi(\hat{x})\theta) \\ \dot{\tilde{x}} = (A - LC)\tilde{x} + B\tilde{u} + \Delta\Psi \end{cases} \quad (\text{C.3})$$

pour assurer que l'erreurs convergent vers zéro, on va définir la fonction de Lyapounov $V(\tilde{x}, \tilde{u})$, FDP (définie positive) sur $\mathcal{R}^{\mathcal{N}}$ suivante :

$$V(\tilde{x}, \tilde{u}) = \tilde{x}^T P \tilde{x} + \tilde{u}^T R \tilde{u} \quad (\text{C.4})$$

Où P et R deux matrice symétriques définies positives.

et ça dérivée par rapport au temps est donnée par :

$$\dot{V}(\tilde{x}, \tilde{u}) = \dot{\tilde{x}}^T P \tilde{x} + \tilde{x}^T P \dot{\tilde{x}} + \dot{\tilde{u}}^T R \tilde{u} + \tilde{u}^T R \dot{\tilde{u}} \quad (\text{C.5})$$

$$\dot{V}(\tilde{x}, \tilde{u}) = \dot{\tilde{x}}^T P \tilde{x} + \tilde{x}^T P \dot{\tilde{x}} - \dot{\tilde{u}}^T R \eta C \tilde{x} - \tilde{x}^T C^T \eta^T R \dot{\tilde{u}} \quad (\text{C.6})$$

En remplaçant (C.3) :

$$\begin{aligned} \dot{V}(\tilde{x}, \tilde{u}) = & \tilde{x}^T [(A - LC)^T P + P(A - LC)] \tilde{x} + \tilde{u}^T B^T P \tilde{x} + \tilde{x}^T P B \tilde{u} + \\ & 2\tilde{x}^T P \Delta \Psi - \tilde{u}^T R \eta C \tilde{x} - \tilde{x}^T C^T \eta^T R \tilde{u} \end{aligned} \quad (\text{C.7})$$

$$\begin{aligned} \dot{V}(\tilde{x}, \tilde{u}) = & \tilde{x}^T [(A - LC)^T P + P(A - LC)] \tilde{x} + \tilde{u}^T [B^T P - R \eta C] \tilde{x} + \\ & \tilde{x}^T [P B - C^T \eta^T R] \tilde{u} + 2\tilde{x}^T P \Delta \Psi \end{aligned} \quad (\text{C.8})$$

Or on a :

$$2\tilde{x}^T P \Delta \Psi \leq 2\sigma_\Psi \sigma_\theta \tilde{x}^T P \tilde{x} \quad (\text{C.9})$$

Donc on peut écrire l'équation(C.8) sous la forme suivante :

$$\begin{aligned} \dot{V}(\tilde{x}, \tilde{u}) \leq & \tilde{x}^T [(A - LC)^T P + P(A - LC) + 2\sigma_\Psi \sigma_\theta P] \tilde{x} + \\ & \tilde{u}^T [B^T P - R \eta C] \tilde{x} + \tilde{x}^T [P B - C^T \eta^T R] \tilde{u} \end{aligned} \quad (\text{C.10})$$

Alors :

$$\dot{V}(\tilde{x}, \tilde{u}) = [\tilde{x} \quad \tilde{u}] M_V \begin{bmatrix} \tilde{x} \\ \tilde{u} \end{bmatrix} \quad (\text{C.11})$$

Tel que :

$$M_V = \begin{bmatrix} [(A - LC)^T P + P(A - LC) + 2\sigma_\Psi \sigma_\theta P] & [P B - C^T \eta^T R] \\ [B^T P - R \eta C] & 0 \end{bmatrix} \quad (\text{C.12})$$

pour que $\dot{V}(\tilde{x}, \tilde{u})$ soit FDN (définie négative) sur \mathcal{R}^N il faut que M_V soit défini négative :

$$\dot{V}(\tilde{x}, \tilde{u}) < 0 \iff M_V < 0 \iff$$

$$\begin{bmatrix} [(A - LC)^T P + P(A - LC) + 2\sigma_\Psi \sigma_\theta P] & [P B - C^T \eta^T R] \\ [B^T P - R \eta C] & 0 \end{bmatrix} < 0 \quad (\text{C.13})$$