

CONCEPTION ET REALISATION DE
PROTOTYPES DE DISTILLATEURS POUR LA
PRODUCTION D'ETHANOL ET LA
PURIFICATION D'EAUX SAUMATRES

Table des matières

AVANT-PROPOS

INTRODUCTION GENERALE 1

PREMIERE PARTIE

ÉTUDE ET RÉALISATION D'UN PROTOTYPE DE DISTILLATEUR À TROIS COMPARTIMENTS HORIZONTAUX

NOMENCLATURE DE LA PREMIERE PARTIE 4

CHAPITRE 1

Description et Modélisation du prototype de distillateur à trois compartiments horizontaux

| | |
|--|----|
| 1. Introduction | 7 |
| 2. Description du distillateur étudié | 8 |
| 3. Modèle pour le calcul de la température du mélange | 9 |
| 3.1. Description des échanges thermiques | 9 |
| 3.2. Hypothèses simplificatrices | 10 |
| 3.3. Bilan énergétique et mise en équations | 10 |
| 3.4. Détermination de la chaleur reçue par le fluide à distiller | 15 |
| 3.5. Quantité de vapeur produite | 15 |
| 3.6. Chaleur accumulée par le fluide à distiller | 16 |
| 3.7. Efficacité thermique du distillateur | 16 |
| 4. Modèle de coefficients d'échange thermique | 16 |
| 5. Equilibre vapeur-liquide : mélange eau-éthanol | 17 |

CHAPITRE 2

Présentation du système d'expérimentation

| | |
|---|----|
| 1. Description du système d'expérimentation | 19 |
| 1.1. Description du système étudié | 20 |

| | |
|--|----|
| 1.2. Les dispositifs de mesures | 21 |
| 1.3. Le système d'acquisition et de traitement des données | 21 |
| 2. Protocole expérimental | 22 |
| 2.1. Procédure de l'expérimentation | 22 |
| 2.2. Détermination des différents paramètres | 23 |
| 2.2.1. Mesure des températures | 23 |
| 2.2.2. Mesure de la concentration du mélange | 23 |
| 2.2.3. Mesure des débits | 23 |
| 2.2.4. Détermination de la quantité du distillat obtenu | 23 |

CHAPITRE 3

Présentation et validation des résultats

| | |
|---|----|
| 1. Introduction | 25 |
| 2. Résultats des simulations numériques | 25 |
| 2.1. Influence de la température du fluide caloporteur | 25 |
| 2.1.1. Évolution de la température du fluide à distiller | 25 |
| 2.1.2. Évolution de la quantité du mélange pendant l'opération | 27 |
| 2.1.3. Évolution de la concentration d'éthanol dans le distillateur pendant l'opération | 29 |
| 2.1.4. Efficacité thermique du distillateur | 30 |
| 2.2. Influence des débits des fluides caloporteurs | 32 |
| 2.2.1. Évolution de la température du fluide à distiller | 32 |
| 2.2.2. Efficacité thermique du distillateur | 34 |
| 2.3. Influence de la concentration de l'éthanol dans le distillateur | 34 |
| 2.3.1. Evolution de la température du mélange | 34 |
| 2.3.2. Efficacité thermique du distillateur | 35 |
| 2.3.3. Influence de la température initiale du mélange | 36 |
| 3. Validation des résultats | 37 |
| CONCLUSION DE LA PREMIERE PARTIE | 42 |
| REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES DE LA PREMIERE PARTIE | 43 |

DEUXIEME PARTIE

OPTIMISATION ENERGETIQUE D'UN ALAMBIC SOLAIRE DE HAUTE PERFORMANCE POUR LA PRODUCTION D'ETHANOL

| | |
|------------------------------------|----|
| NOMENCLATURE DE LA DEUXIEME PARTIE | 46 |
|------------------------------------|----|

CHAPITRE 1

Présentation et description du système

| | |
|--|----|
| 1. Introduction | 49 |
| 2. Description de l'alambic | 49 |
| 2.1. Le bouilleur | 50 |
| 2.2. Le distillateur et le générateur de gradient de température | 51 |
| 2.3. Le condenseur | 52 |
| 2.4. L'économiseur | 53 |
| 2.5. Le réservoir du fermentât | 53 |
| 3. Coupe schématique de l'alambic solaire | 53 |

CHAPITRE 2

Modélisation de l'alambic solaire haute performance

| | |
|--|----|
| 1. Introduction | 56 |
| 2. Equations de bilan | 56 |
| 2.1. Régime transitoire | 56 |
| 2.1.1. Bilan de masse | 56 |
| 2.1.2. Bilan d'énergie | 57 |
| 2.2. Régime permanent | 57 |
| 2.1.1. Bilan de masse | 58 |
| 2.1.2. Bilan d'enthalpie | 58 |
| 3. Modélisation de l'alambic | 59 |
| 3.1. Bilans d'énergie | 59 |
| 3.1.1. Au sein du réservoir du fermentât | 59 |
| 3.1.2. Au sein du condenseur | 60 |

| | | |
|--------|---|----|
| 3.1.3. | Au sein de l'économiseur | 60 |
| 3.1.4. | Au sein du distillateur et du générateur de gradient de température | 60 |
| 3.1.5. | Au sein du bouilleur | 61 |
| 3.2. | Bilans de masse totale | 61 |
| 3.2.1. | Au sein du réservoir du fermentât | 61 |
| 3.2.2. | Au sein du bouilleur | 61 |
| 3.2.3. | Au sein du distillateur | 61 |
| 3.3. | Bilans de masse d'éthanol | 62 |
| 3.3.1. | Au sein du système général | 62 |
| 3.3.2. | Au sein du distillateur | 63 |
| 4. | Résolution du problème | 63 |
| 4.1. | Présentation des systèmes d'équations | 63 |
| 4.2. | Contraintes de fonctionnement | 64 |
| 4.2.1. | Efficacité de l'économiseur | 64 |
| 4.2.2. | Efficacité du condenseur | 64 |
| 4.2.3. | Efficacité du distillateur | 64 |
| 4.2.4. | Contraintes de fonctionnement | 65 |
| 4.3. | Techniques de résolution du problème | 65 |
| 4.3.1. | Calcul des enthalpies | 65 |
| 4.3.2. | Calcul des fractions massiques | 66 |
| 4.3.3. | Chaleur de régénération | 66 |
| 4.3.4. | Résolution des systèmes d'équations | 67 |

CHAPITRE 3

Présentation des résultats théoriques et discussions

| | | |
|------|---|----|
| 1. | Introduction | 68 |
| 2. | Evolutions des paramètres d'entrée et de sortie du système | 68 |
| 2.1. | Evolution de la chaleur apportée au bouilleur, q_{SBO} . | 68 |
| 2.2. | Evolution de la fraction massique de la vinasse alcoolisée, y_C . | 70 |
| 2.3. | Evolution de l'enthalpie du résidu de distillation de la voie B, h_B | 72 |
| 2.4. | Evolution de l'enthalpie massique du distillat h_{IV} , voie IV. | 73 |
| 3. | La régénération énergétique | 75 |
| 3.1. | Evolution de l'enthalpie massique de la vinasse sortant du générateur de gradient de température (Gg) de la voie 3', $h_{3'}$ | 75 |

| | | |
|------|---|----|
| 3.2. | Evolution de l'enthalpie massique de la vinasse sortant de l'économiseur (Ec) de la voie 2'', $h_{2''}$. | 76 |
| 3.3. | Evolution de l'enthalpie massique du reflux de la distillation sortant du distillateur (Di) de la voie II, h_{II} | 76 |
| 3.4. | Evolution de la chaleur de régénération Q_E | 77 |
| 3.5. | Evolution de la chaleur totale accumulée, W, par le mélange dans le bouilleur (Bo) | 79 |
| 3.6. | Evolution de la chaleur mis en jeu dans le bouilleur, W, Q_E , q_{SBO} , L_{vap} | 79 |
| 3.7. | Evolution de la différence W-Lvap | 81 |
| 4. | Optimisation énergétique du système | 82 |
| 5.1. | Evolution de la fraction massique du distillat | 82 |
| 5.2. | Influence de la régénération sur la chaleur mise en jeu dans le bouilleur | 85 |
| 5.3. | Evolution de la chaleur perdue dans le distillateur-générateur de gradient de température | 86 |
| 5.4. | Evolution de la chaleur perdue dans le résidu de distillation h_A | 87 |
| 5.5. | Evolution de la différence $h_A - h_B$ | 87 |
| 5.6. | Influence de y_{fe} sur la concentration du résidu, y_{ethR} | 88 |
| | CONCLUSION DE LA DEUXIEME PARTIE | 90 |
| | REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES DE LA DEUXIEME PARTIE | 91 |

TROISIEME PARTIE

CONCEPTION ET REALISATION D'UN CONDENSEUR A LIT POREUX DE GRANITE POUR LA DISTILLATION DE L'EAU SAUMATRE

| | |
|-------------------------------------|----|
| NOMENCLATURE DE LA TROISIEME PARTIE | 93 |
|-------------------------------------|----|

CHAPITRE 1

Présentation et description du condenseur

| | | |
|------|---|-----|
| 1. | Introduction | 96 |
| 2. | Description du système d'expérimentation | 96 |
| 2.1. | Procédé expérimental de condensation | 98 |
| 2.2. | Les dispositifs de mesure | 100 |
| 2.3. | Le système d'acquisition et de traitement des données | 100 |
| 3. | Protocole expérimental | 100 |

CHAPITRE 2

Proposition de modèles

| | | |
|--------|--|-----|
| 1. | Introduction | 101 |
| 2. | Modélisation mathématique | 102 |
| 2.1. | Hypothèses adoptées | 102 |
| 2.2. | Equations de transfert | 102 |
| 2.3. | Modèle des coefficients d'échanges | 105 |
| 2.3.1. | Coefficient d'échange thermique par convection : <i>lit-vapeur</i> | 105 |
| 2.3.2. | Coefficient d'échange thermique par convection à l'intérieur du condenseur | 105 |
| 2.3.3. | Coefficient globale de perte de chaleur | 106 |
| 2.3.4. | Coefficient d'échange thermique entre le condenseur et l'air ambiant | 106 |
| 2.4. | Méthodologie de résolution numérique | 107 |

CHAPITRE 3

Présentation et validation des résultats

| | | |
|------|--|-----|
| 1. | Résultats numériques | 108 |
| 1.1. | Influence du diamètre équivalent des morceaux de granite | 108 |
| 1.2. | Influence de l'épaisseur du lit de granite | 112 |
| 1.3. | Influence de la durée de l'opération | 116 |
| 1.4. | Influence du débit de la vapeur d'eau saturée a l'entrée du condenseur | 117 |
| 1.5. | Influence de la température initiale du granite | 121 |
| 2. | Résultats expérimentaux | 123 |
| 2.1. | Conditions de l'expérience | 123 |
| 2.2. | Influence des paramètres de fonctionnement du système | 123 |
| 2.3. | Evolution instantanée de la quantité du condensât | 126 |
| 2.4. | Evolution dans le temps de la quantité du condensât | 127 |
| 2.5. | Evolution de la température du lit | 128 |
| 3. | Validation des résultats | 129 |
| 3.1. | Comparaison des courbes obtenues expérimentalement et théoriquement | 129 |
| 3.2. | Calculs d'erreurs | 130 |

| | |
|---|-----|
| 3.3. Conclusion | 131 |
| CONCLUSION DE LA TROISIEME PARTIE | 132 |
| REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES DE LA TROISIEME PARTIE | 133 |
| CONCLUSION GENERALE | 136 |
| ANNEXES | 138 |
| ANNEXE 1 : Description générale de quelques procédés de distillation existant | 139 |
| ANNEXE 2 : L'alcool éthylique – éthanol et ses propriétés physico-chimiques | 144 |
| ANNEXE 3 : Notion sur le granite | 146 |
| ANNEXE 4 : Propriétés physico-chimiques de la vapeur d'eau | 147 |
| ANNEXE 5 : Programmation de la centrale de mesure | 148 |
| ANNEXE 6 : Technique d'utilisation de l'alcoomètre Gay-Lussac | 149 |
| ANNEXE 7 : Erreur quadratique moyenne | 150 |
| ANNEXE 8 : Extrait du programme de calculs | 152 |

INTRODUCTION GENERALE

Actuellement, on assiste à des besoins sans cesse croissants, d'une part, en eau douce pour des usages domestiques, agricoles et industriels et d'autre part, en énergie d'origine fossile et forestière. Sachant que cette dernière est sujette à épuisement progressif, c'est ainsi que nous proposons une alternative qui consiste à l'utilisation de l'éthanol comme source d'énergie. Pour les raisons évoquées précédemment, nous proposons parallèlement dans cette présente étude la purification d'eaux saumâtres. Dans notre démarche, nous avons adopté la technique de la distillation. En effet, il s'agit d'un système nécessitant de l'énergie pour fonctionner et l'énergie solaire nous paraît intéressante d'autant plus qu'il s'agit d'une énergie propre. Les seules contraintes consistent à disposer d'un site à gisement solaire intéressant et d'un matériel adéquat pour l'exploitation.

L'étude de tels systèmes est très compliquée et complexe du fait du nombre relativement élevé de paramètres intervenant qu'il faudrait considérer. Méthodologiquement, nous proposons des modèles pour effectuer par la suite des simulations numériques. Les résultats ainsi obtenus seront par la suite validés à partir des comparaisons avec des résultats expérimentaux.

Pratiquement, nous avons conçu et expérimenté des prototypes. Théoriquement, nous avons adopté des équations de transfert de chaleur et de masse et notre technique de résolution repose sur les méthodes itératives, matricielles et analytiques.

Tout d'abord, en ce qui concerne la production d'éthanol, nous avons conçu deux prototypes dont l'un comporte des compartiments et l'autre consiste à un alambic solaire haute performance. Ces prototypes sont basés sur des échanges thermiques ayant lieu entre les fluides caloporteurs et le fluide à distiller par l'intermédiaire de plaques. L'intensification de ces échanges implique la vaporisation de l'éthanol qui se trouve dans l'enceinte contenant le mélange eau-éthanol. Le bon fonctionnement du système dépend de l'influence de divers paramètres mis en jeu au cours de l'opération. Par la suite, un autre prototype basé sur l'utilisation de morceaux de granite a été conçu comme condenseur de la vapeur d'eau saumâtre. Ce condenseur est constitué d'une matrice poreuse de granite appelée lit poreux de granite qui a pour rôle de condenser la vapeur qui y arrive et qui restitue la vapeur non condensée vers un autre condenseur. Dans ces travaux, nous nous intéressons tout particulièrement aux points suivants : quelle est la sensibilité du modèle aux différents paramètres ? Quelle est la condition de bon fonctionnement du système ?

Ce mémoire de thèse comprend donc trois parties :

La première partie, composée de trois chapitres, concerne l'étude du distillateur à trois compartiments. Le premier chapitre est consacré à la description du distillateur à étudier et à la présentation de la théorie que nous avons adoptée dans nos calculs. Dans le second chapitre, nous allons donner la description du système d'expérimentation. La présentation et la validation des résultats sont rassemblées dans le troisième chapitre.

La seconde partie qui se subdivise en trois chapitres est consacrée à l'optimisation d'un alambic solaire de haute performance. Le premier chapitre concerne la présentation et la description du système, le deuxième, présente la modélisation de l'alambic, et les résultats sont regroupés dans le dernier chapitre de cette partie.

La dernière partie composée de trois chapitres, présente l'étude du condenseur de vapeur à lit poreux de granite. Le premier chapitre concerne la description du système et le deuxième, la modélisation mathématique. Nous consacrons le troisième chapitre à l'interprétation des résultats obtenus.

Pour ne pas surcharger le texte, nous avons présenté en annexes divers compléments sur les grandeurs liées à la distillation, à l'alcool éthylique, la notion sur le granite, la théorie sur la vapeur d'eau saturée et ses propriétés physico-chimiques, la programmation de la centrale de mesure, la technique d'utilisation de l'alcoomètre,...

PREMIERE PARTIE

ÉTUDE ET RÉALISATION D'UN PROTOTYPE DE
DISTILLATEUR
À TROIS COMPARTIMENTS HORIZONTAUX

NOMENCLATURE DE LA PREMIERE PARTIE

| | | |
|-------------|--|--|
| \dot{m}_v | : Débit du distillat | (kg.s ⁻¹) |
| λ | : Conductivité thermique de la plaque du distillateur | (W m ⁻¹ K ⁻¹) |
| \dot{m}_1 | : Débit massique du fluide caloporteur F1 | (kg.s ⁻¹) |
| \dot{m}_2 | : Débit massique du fluide caloporteur F2 | (kg.s ⁻¹) |
| C_f | : Chaleur spécifique du fluide à distiller | (J.kg ⁻¹ .K ⁻¹) |
| C_{p1} | : Chaleur spécifique du fluide caloporteur F1 | (J.kg ⁻¹ .K ⁻¹) |
| C_{p2} | : Chaleur spécifique du fluide caloporteur F2 | (J.kg ⁻¹ .K ⁻¹) |
| d | : Distance entre deux parois successives | (m) |
| D_H | : Diamètre du conduit | (m) |
| e | : Epaisseur de la plaque | (m) |
| h_{c1} | : Coefficient d'échange thermique entre la paroi du C2 et le fluide caloporteur F1 | (W.m ⁻² .K ⁻¹) |
| h_{c2} | : Coefficient d'échange thermique entre la paroi du C2 et le fluide caloporteur F2 | (W.m ⁻² .K ⁻¹) |
| l | : Longueur du distillateur | (m) |
| L | : Largeur du distillateur | (m) |
| L_{vm} | : Chaleur latente de vaporisation du fluide à distiller, mélange eau-éthanol. | (J.kg ⁻¹) |
| m_f | : Masse du fluide à distiller | (kg) |
| p | : Périmètre mouillé | (m) |
| P_1 | : Flux de chaleur échangé avec le fluide à distiller par le fluide caloporteurs F1 | (W) |

| | | |
|---------------|--|-------------------|
| P_2 | : Flux de chaleur échangé avec le fluide à distiller par le fluide caloporteurs F2 | (W) |
| q | : Chaleur totale reçue par le fluide à distiller | (J) |
| q_1 | : Chaleur reçue par le fluide à distiller cédée par le fluide caloporteur F1 du C1 | (J) |
| q_2 | : Chaleur reçue par le fluide à distiller cédée par le fluide caloporteur 2 du C3 | (J) |
| Q_{acc} | : Chaleur accumulée par le fluide | (kJ) |
| S | : Surface d'échange | (m ²) |
| T_{calo} | : Température du fluide caloporteur F1 et F2 à l'entrée du système | (K) |
| T_{e1} | : Température d'entrée du fluide caloporteur F1 du C1 | (K) |
| T_{e2} | : Température d'entrée du fluide caloporteur F2 du C3 | (K) |
| T_{ebm} | : Température d'ébullition du mélange eau-éthanol | (K) |
| T_{fp1} | : Température de la plaque inférieure du C2, côté fluide à distiller | (K) |
| T_{fp2} | : Température de la plaque supérieure du C2, côté fluide à distiller | (K) |
| $T_{initial}$ | : Température initiale du mélange eau-éthanol | (K) |
| T_m | : Température moyenne du fluide caloporteur F1 et F2 à l'entrée du système | (K) |
| T_{mc1} | : Température moyenne du fluide caloporteur F1 | (K) |
| $T_{mc1}(l)$ | : Température de sortie du fluide caloporteur 1 | (K) |
| T_{mc2} | : Température moyenne du fluide caloporteur F2 | (K) |
| $T_{mc2}(l)$ | : Température de sortie du fluide caloporteur 2 | (K) |
| T_{p1} | : Température de la plaque inférieure du C2, côté F1 | (K) |
| T_{p10} | : Température initiale de la plaque inférieure du C2 à l'entrée, côté F1 | (K) |

| | | |
|-----------|--|---------------------------------------|
| T_{p2} | : Température de la plaque supérieure du C2, côté F2 | (K) |
| T_{p20} | : Température initiale de la plaque supérieure du C2 à l'entrée, côté F2 | (K) |
| T_{s1} | : Température de sortie du fluide caloporteur F1 du C1 | (K) |
| T_{s2} | : Température de sortie du fluide caloporteur 2 du C3 | (K) |
| V | : Vitesse d'écoulement du fluide caloporteur | (m.s ⁻¹) |
| x | : Concentration en éthanol dans la phase liquide | (ml. ml ⁻¹) |
| y | : Concentration en éthanol dans la phase vapeur (si condensée) | (ml. ml ⁻¹) |
| λ | : Conductivité thermique de la plaque | (W.m ⁻¹ .K ⁻¹) |
| ν | : Viscosité cinématique de l'eau | (m ² .s ⁻¹) |

Nombres adimensionnels

| | |
|----|----------------------------------|
| Nu | Nombre adimensionnel de Nusselt |
| Re | Nombre adimensionnel de Reynolds |
| Pr | Nombre adimensionnel de Prandtl |
| Gz | Nombre adimensionnel de Graetz |

CHAPITRE 1

DESCRIPTION ET MODELISATION DU PROTOTYPE DE DISTILLATEUR

À TROIS COMPARTIMENTS HORIZONTAUX

1. Introduction

Le procédé de distillation est pratiqué aussi bien de manière artisanale qu'industriellement et l'étude intéresse de nombreux chercheurs. Il est nécessaire de concevoir des prototypes efficaces caractérisés notamment par l'optimisation de la perte d'énergie et des rendements acceptables. C'est ainsi, par exemple, que le développement de nouvelles configurations pour l'optimisation de l'énergie utilisée ait fait l'objet de nombreux travaux. Hilde, 2005 [1] a développé la distillation multi-effet appliquée à l'étude des cas industriels, Bonsfills, 2004 [2] a amélioré la technique de rectification discontinue et Sami Pelkonen, 2001 [3] a fait l'étude expérimentale de la distillation du mélange de plusieurs composants dans une colonne pleine. On a démontré que plusieurs séquences de distillation associée thermiquement contribuent à l'amélioration de l'efficacité thermique des séquences conventionnelles de distillation [4] (Vorayos et al, 2006). Dans le procédé de distillation simple, un mélange binaire azéotropique eau-éthanol, la température de distillation est souvent voisine de la température d'ébullition normale de l'eau. De ce fait, il est nécessaire de procéder à une rectification en continue ou en discontinue du distillat pour obtenir un produit pur [5] (Lange, 1967; McCabe, 1925).

De notre côté, nous apportons notre contribution dans l'amélioration du système en concevant un distillateur à compartiments basé sur le transfert de chaleur entre ces compartiments, le fluide caloporteur et le fluide à distiller. L'objectif de cette présente étude consiste à obtenir une température de mélange eau-éthanol, calculée à partir de la formule de Perry et al, 1987 [6], supérieure à la température d'ébullition normale du mélange. Un modèle sera proposé pour l'étude de l'évolution de divers paramètres caractéristiques du système tels que les débits et les températures du fluide caloporteur, la concentration en éthanol du mélange pour qu'on puisse déterminer la concentration du produit.

Nous présentons ainsi une étude théorique adoptant la méthode semi-analytique associée à une étude expérimentale de la distillation d'un mélange d'eau et d'éthanol permettant de réguler la température du fluide à distiller. Tout d'abord, on a établi un programme permettant de calculer les propriétés physico-chimiques de l'eau en utilisant les données proposées par Bailly, 1971 [7] et Chassériaux, 1984 [8] et, pour déterminer les propriétés physico-chimiques de l'éthanol on a utilisé des données provenant de la littérature (Vine and al. ,1989 [9] ; Barrow, 1976 [10] ; Karapetiantz M ,1978 [11]) et un logiciel appelé « Alco Dens Version 2.0. Properties of Ethanol Alcohol product by Katmar Software (2007). » a été également utilisé. Ces propriétés permettent de calculer tous les paramètres du mélange, et surtout les différents coefficients d'échange thermique selon Sieder-Tate et Hausen, Tan et Charters (Rakotondramiarana, 2004 [12]; Ramamonjisoa, 1993 [13]; Leontiev, 1985 [14]). Par la suite, nous calculons la température de sortie du fluide caloporteur et celle du fluide à distiller pour pouvoir en déduire la chaleur reçue par ce dernier. L'efficacité du distillateur sera calculée à partir du calcul des enthalpies du fluide caloporteur à l'entrée et à la sortie du système. Une méthode de résolution numérique (Bakhvalov, 1984 [15]) est utilisée pour la résolution de l'équation différentielle obtenue après discrétisation numérique. Les équations sur l'équilibre vapeur-liquide sont nécessaires pour déterminer la concentration de la vapeur à la sortie du condenseur (distillat obtenu).

2. Description du distillateur à compartiments étudié

C'est une enceinte à trois compartiments horizontaux C1, C2 et C3. Dans les compartiments C1 et C3 se trouvent le fluide caloporteur et C2, situé au milieu des deux, s'écoule le fluide à distiller. Un tube vertical reliant le compartiment C2 à l'extérieur sert de conduit de récupération de la vapeur. La **figure 1.1** représente le schéma des trois compartiments séparés.

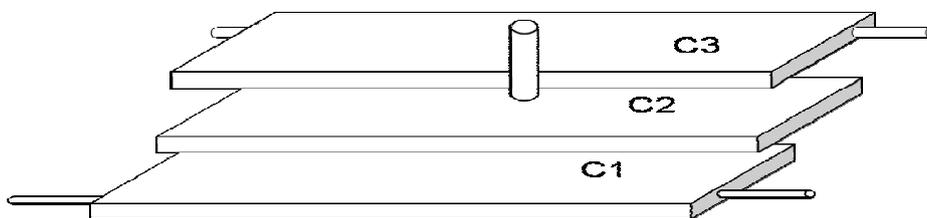


Figure 1.1 : Représentation schématique des trois compartiments séparés

L'assemblage de ces trois compartiments nous amène à la représentation de la figure 1.2

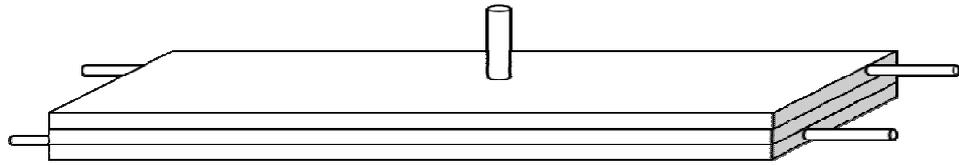


Figure 1.2 : Représentation schématique des trois compartiments rassemblés

3. Modèle pour le calcul de la température du mélange

3.1. Description des échanges thermiques

Soit à l'instant t une tranche dx du distillateur à l'intérieur de laquelle s'écoule dans la direction (Ox) le fluide caloporteur dans les enceintes C1 et C3.

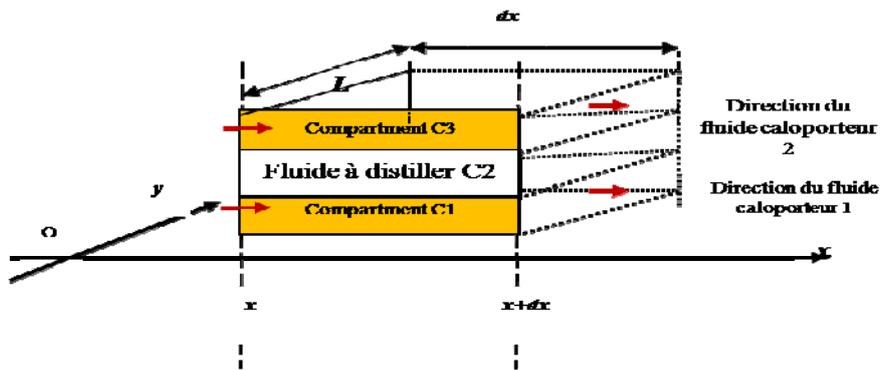


Figure 1.3. Schéma d'une tranche du distillateur

La **figure 1.4** représente les échanges thermiques ayant lieu au sein du distillateur

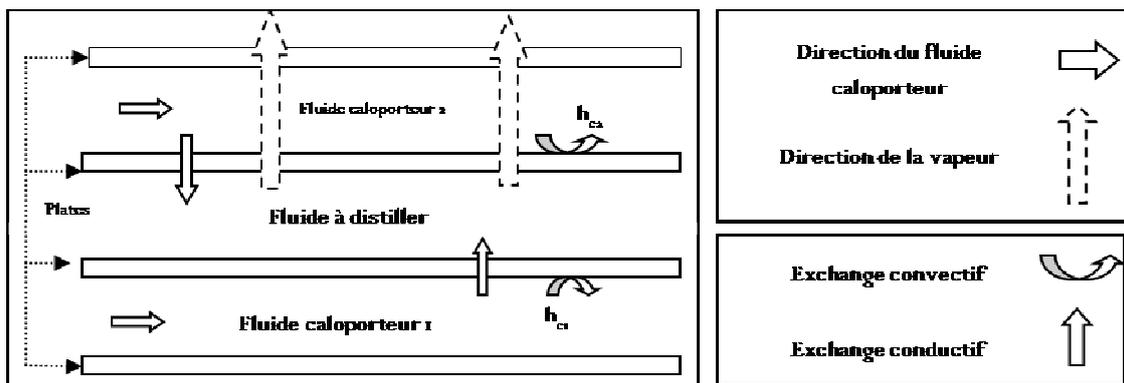


Figure 1.4. Schéma descriptif des échanges thermiques au sein du distillateur

3.2. Hypothèses simplificatrices

Nous adoptons les hypothèses suivantes :

- Les parois du système en contact avec l'extérieur sont adiabatiques,
- Les températures des milieux solides sont uniformes dans un plan normal à l'écoulement,
- L'écoulement est unidimensionnel et reste identique à lui-même à l'intérieur des conduits, c'est-à-dire qu'il est laminaire, transitoire ou turbulent,
- Les pertes thermiques dans les conduits de liaisons sont négligées,
- Les pertes de charges pendant l'écoulement sont négligées,
- Les réactions chimiques sont négligées pendant la distillation.
- Les transferts par rayonnements sont négligés.

3.3. Bilan énergétique et mise en équations

La chaleur totale (dq) reçue par le fluide à distiller à l'instant t dans une tranche dx vérifie l'équation suivante :

$$dq = dq_1 + dq_2 \quad (1.1)$$

dq_1, dq_2 : chaleurs fournies au fluide à distiller dans la tranche de longueur dx respectivement par les fluides caloporteurs F1 et F2. [8,16] :

L'échange convectif entre le fluide caloporteur F1 et la face inférieure du C2 nous permet d'écrire :

$$- \frac{dq_1}{dt} = L \cdot dx \cdot h_{c1} \cdot (T_{p1}(x) - T_{mc1}(x)) \quad (1.2a)$$

Et l'échange par conduction à travers la face inférieure du C2 se traduit par:

$$- \frac{dq_1}{dt} = - \frac{\lambda dS}{e} (T_{fpl}(x) - T_{pl}(x)) \quad (1.2b)$$

En égalant les deux équations (1.2a) et (1.2b), on aura :

$$-\frac{dq_1}{dt} = L \cdot dx \cdot h_{c1} \cdot (T_{p1}(x) - T_{mc1}(x)) = -\frac{\lambda dS}{e} (T_{fp1}(x) - T_{pl}(x)) \quad (1.2c)$$

Pour la partie supérieure du distillateur, l'échange convectif entre le fluide caloporteur F2 et la face supérieure du C2 s'écrit :

$$-\frac{dq_2}{dt} = L \cdot dx \cdot h_{c2} \cdot (T_{p2}(x) - T_{mc2}(x)) \quad (1.3a)$$

À travers la face supérieure du C2, l'échange s'effectue par conduction et on peut écrire:

$$-\frac{dq_2}{dt} = -\frac{\lambda dS}{e} (T_{fp2}(x) - T_{p2}(x)) \quad (1.3b)$$

En combinant les relations (1.3a) et (1.3b) :

$$-\frac{dq_2}{dt} = L \cdot dx \cdot h_{c2} \cdot (T_{p2}(x) - T_{mc2}(x)) = -\frac{\lambda dS}{e} (T_{fp2}(x) - T_{p2}(x)) \quad (1.3c)$$

Avec :

$$dS = dx \cdot L \text{ (où } L \text{ représente la largeur du distillateur)}$$

D'autre part, les quantités dq_1 et dq_2 peuvent être exprimées sous une autre forme. La chaleur échangée par le fluide caloporteur avec la face supérieure du distillateur, C2, est fonction de la variation de la température du fluide caloporteur F1 à la traversée de la tranche fictive dx :

$$-\frac{dq_1}{dt} = \dot{m}_1 \cdot C_{p1} \cdot dT_{mc1}(x) \quad (1.4a)$$

Il en est de même pour dq_2 :

$$-\frac{dq_2}{dt} = \dot{m}_2 \cdot C_{p2} \cdot dT_{mc2}(x) \quad (1.4b)$$

Avec

$dT_{mc1}(x)$: différentielle de la température moyenne du fluide caloporteur F1 à la traversée de la tranche dx .

$dT_{p2}(x)$: différentielle de la température de la face externe de la paroi inférieure du compartiment 2 dans la tranche dx .

$dT_{mc2}(x)$: différentielle de la température moyenne du fluide caloporteur F2 dans la tranche dx .

$dT_{p1}(x)$: différentielle de la température de la plaque inférieure du compartiment C1 dans la tranche dx .

En combinant les équations (1.2a) et (1.4a), il vient :

$$m_1 \cdot C_{p1} \cdot dT_{mc1}(x) = L \cdot dx \cdot h_{c1} \cdot (T_{p1}(x) - T_{mc1}(x)) \quad (1.5)$$

Soit

$$\frac{dT_{mc1}(x)}{T_{mc1}(x) - T_{p1}(x)} = \frac{-L \cdot dx \cdot h_{c1}}{m_1 \cdot C_{p1}} \quad (1.6)$$

En considérant la relation (1.2b) :

$$L \cdot dx \cdot h_{c1} \cdot (T_{p1}(x) - T_{md}(x)) = -\frac{\lambda S}{e} (T_{fp1}(x) - T_{p1}(x)) \quad (1.7)$$

L'intégration entre 0 et x de la relation (1.6) conduit à l'expression de la température locale du fluide caloporteur F1 :

$$T_{mc1}(x) = T_{p1}(x) + (T_{mc1}(0) - T_{p1}(0)) \cdot \exp\left(\frac{-L \cdot x \cdot h_{c1}}{m_1 \cdot C_{p1}}\right) \quad (1.8)$$

Avec

$$T_{mc1}(0) = T_{e1}$$

et

$$T_{p1}(0) = T_{p10}$$

$T_{mc1}(0)$: température d'entrée du fluide caloporteur F1 du compartiment C3 ($x=0$).

$T_{p1}(0)$: température de la face externe de la plaque inférieure du compartiment C2 à l'entrée ($x=0$).

La substitution de l'expression de $T_{mc1}(x)$ dans l'équation (1.8) conduit à l'expression de la température de la plaque inférieure du compartiment C2 (côté F1),

$$T_{fp1}(x) = T_{p1}(x) - \frac{h_{c1} \cdot e}{\lambda} (T_{mc1}(0) - T_{p1}(0)) \cdot \exp\left(\frac{-L \cdot x \cdot h_{c1}}{m_1 \cdot C_{p1}}\right) \quad (1.9)$$

En procédant comme précédemment, la température de la plaque supérieure du compartiment C2 s'écrit:

$$T_{fp2}(x) = T_{p2}(x) - \frac{h_{c2} \cdot e}{\lambda} (T_{mc2}(0) - T_{p2}(0)) \cdot \exp\left(\frac{-L \cdot x \cdot h_{c2}}{m_2 \cdot C_{p2}}\right) \quad (1.10)$$

Avec

$$T_{mc2}(0) = T_{e2}$$

et

$$T_{p2}(0) = T_{p20}$$

$T_{mc2}(0)$: température d'entrée du fluide caloporteur F2 du compartiment C3 ($x=0$).

$T_{p2}(0)$: température de la face externe de la plaque supérieure du compartiment C2 à l'entrée ($x=0$).

Les puissances échangées sur la longueur (l) du distillateur par les fluides caloporteurs F1 et F2 au fluide à distiller vérifient les expressions des relations (1.11a), (1.11b), (1.12b) et (1.12c).

En intégrant la relation (1.4a),

$$\int_0^l \frac{dq_1}{dt} = - \int_0^l \dot{m}_1 \cdot C_{p1} \cdot dT_{mc1}(x) \quad (1.11a)$$

Et l'intégration de (1.4b) donne :

$$\int_0^l \frac{dq_2}{dt} = - \int_0^l \dot{m}_2 \cdot C_{p2} \cdot dT_{mc2}(x) \quad (1.11b)$$

Posons :

$$P_1 = \int_0^l \frac{dq_1}{dt} \quad \text{et} \quad P_2 = \int_0^l \frac{dq_2}{dt} \quad (1.11c\&d)$$

La relation (1.11a) devient :

$$P_1 = \dot{m}_1 \cdot C_{p1} \cdot (T_{mc1}(0) - T_{mc1}(l)) \quad (1.12a)$$

Et la relation (1.12a) s'écrit :

$$P_2 = \dot{m}_2 \cdot C_{p2} \cdot (T_{mc2}(0) - T_{mc2}(l)) \quad (1.12b)$$

Soit,

$$-\int_0^l \frac{dq_1}{dt} = \int_0^l L \cdot h_{c1} \cdot (T_{p1}(x) - T_{mc1}(x)) dx \quad (1.13a)$$

et

$$-\int_0^l \frac{dq_2}{dt} = \int_0^l L \cdot h_{c2} \cdot (T_{p2}(x) - T_{mc2}(x)) dx \quad (1.13b)$$

La substitution dans l'expression (1.13a) de $(T_{p1}(x) - T_{mc1}(x))$ par son expression (1.10) et dans l'expression (1.13b) $(T_{p2}(x) - T_{mc2}(x))$ par (11) conduit aux relations suivantes :

$$-\int_0^l \frac{dq_1}{dt} = -\int_0^l L \cdot h_{c1} \cdot (T_{mc1}(0) - T_{p1}(0)) \cdot \exp\left(\frac{-L \cdot x \cdot h_{c1}}{m_1 \cdot C_{p1}}\right) dx \quad (1.14a)$$

et

$$-\int_0^l \frac{dq_2}{dt} = -\int_0^l L \cdot h_{c2} \cdot (T_{mc2}(0) - T_{p2}(0)) \cdot \exp\left(\frac{-L \cdot x \cdot h_{c2}}{m_2 \cdot C_{p2}}\right) dx \quad (1.14b)$$

Soit

$$P_1 = m_1 \cdot c_{p1} \cdot (T_{mc1}(0) - T_{p1}(0)) \cdot \left(1 - \exp\left(\frac{-L \cdot l \cdot h_{c1}}{m_1 \cdot C_{p1}}\right)\right) \quad (1.15a)$$

et

$$P_2 = m_2 \cdot c_{p2} \cdot (T_{mc2}(0) - T_{p2}(0)) \cdot \left(1 - \exp\left(\frac{-L \cdot l \cdot h_{c2}}{m_2 \cdot C_{p2}}\right)\right) \quad (1.15b)$$

En combinant les expressions 1.12a&b et 1.15 a&b,

$$T_{mc1}(l) = T_{mc1}(0) - (T_{mc1}(0) - T_{p1}(0)) \cdot \left(1 - \exp\left(\frac{-L \cdot l \cdot h_{c1}}{m_1 \cdot C_{p1}}\right)\right) \quad (1.16a)$$

$$T_{mc2}(l) = T_{mc2}(0) - (T_{mc2}(0) - T_{p2}(0)) \cdot \left(1 - \exp\left(\frac{-L \cdot l \cdot h_{c2}}{m_2 \cdot C_{p2}}\right)\right) \quad (1.16b)$$

Avec

$$T_{mc1}(l) = T_{s1} \quad \text{et} \quad T_{mc2}(l) = T_{s2}$$

$T_{mc1}(l)$: Température du fluide caloporteur F1 à la sortie du système.

$T_{mc2}(l)$: Température du fluide caloporteur F2 à la sortie du système.

3.4. Détermination de la chaleur reçue par le fluide à distiller

La chaleur q reçue par les fluides caloporteurs F1 et F2 au fluide à distiller engendre une augmentation de sa température moyenne durant l'instant Δt qui vérifie l'équation suivante, d'après, Duffie [17]:

$$m_f \cdot C_{pf} \cdot \frac{dT_f}{dt} = P_1 + P_2 \quad (1.17a)$$

Remplaçons P_1 et P_2 par la quantité $q/\Delta t$

$$m_f \cdot C_{pf} \cdot \frac{dT_f}{dt} = \frac{q}{\Delta t} \quad (1.17b)$$

m_f : masse du fluide dans une tranche fictive dx (kg).

C_{pf} : capacité calorifique du fluide à distiller ($\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$).

T_f : température moyenne du fluide à distiller ($^\circ\text{C}$).

Avec

$$q = q_1 + q_2 \quad (1.17c)$$

En utilisant la méthode des différences finies explicites et en remplaçant les expressions de P_1 et P_2 par les relations (1.15a) et (1.15b), la température du fluide à distiller à l'instant t se calcule par la relation suivante :

$$T_f(t) = T_f(t - \Delta t) + \Delta t \cdot \frac{(m_1 \cdot C_{p1} \cdot (T_{mc1}(0) - T_{p1}(0)) \cdot (1 - \exp(\frac{-L \cdot l \cdot h_{c1}}{D_1 \cdot C_{p1}})) + m_2 \cdot C_{p2} \cdot (T_{mc2}(0) - T_{p2}(0)) \cdot (1 - \exp(\frac{-L \cdot l \cdot h_{c2}}{D_2 \cdot C_{p2}})))}{m_f \cdot C_{pf}}$$

(1.18)

1.3. Chaleur accumulée par le fluide à distiller

Cette chaleur notée Q_{acc} se calcule à partir de la relation (1.19) :

$$Q_{acc} = \sum_{t=t_0}^{t=t_1} (q_1 + q_2) \quad (1.19)$$

1.4. Quantité de vapeur produite

La quantité de vapeur produite se trouvant dans le distillateur et qui se condense dans le condenseur se calcule à partir de la relation (1.20) :

$$\dot{m}_v = \frac{Q_{acc}}{L_{vm}} \quad (1.20)$$

Q_{acc} : Chaleur accumulée au sein du fluide à distiller.

L_{vm} : Chaleur de vaporisation du fluide à distiller, mélange eau-éthanol.

1.5. Efficacité thermique du distillateur

Nous définissons l'efficacité thermique du distillateur comme étant le rapport entre la chaleur réellement transférée et la chaleur maximale pouvant être transférée [8] :

$$\sigma = \frac{q_1 + q_2}{Q_{max}} \quad (1.21)$$

Nous adoptons la relation (1.12ab) pour le calcul de la chaleur maximale Q_{max} :

$$Q_{max} = q_{1m} + q_{2m} \quad (1.22)$$

En prenant, $T_{mc1(l)}=0$ et $T_{mc2(l)}=0$

Nous avons

$$q_{1m} = \dot{m}_1 . C_{p1} . T_{mc1}(0) . \Delta t \quad (1.23a)$$

et

$$q_{2m} = \dot{m}_2 . C_{p2} . T_{mc2}(0) . \Delta t \quad (1.23b)$$

2. Modèle de coefficients d'échange thermique

Echange thermique par convection : h_{c1} et h_{c2}

Un échange thermique par convection forcée intervient entre les faces du compartiment C1, C2 et le fluide caloporteur F1, F2. On calcule le nombre adimensionnel de Nusselt de la manière suivante :

Pour un régime laminaire :

$Re < 2100$, corrélation de Sieder-Tate et Hausen [12]:

Pour $Gz < 100$

$$Nu = 3,66 + \frac{0,085Gz}{1 + 0,047Gz^{2/3}} \quad (1.24)$$

Pour $Gz > 100$

$$Nu = 1,86Gz^{1/3} + 0,87.(1 + 0,015.Gz^{1/3}) \quad (1.25)$$

Pour un régime transitoire :

2100 < Re < 10000, corrélation de Sieder-Tate et Hausen [12]:

$$Nu = 0,116.(Re^{2/3} - 125).Pr^{1/3} \cdot \left(1 + \left(\frac{D_H}{L} \right)^{2/3} \right) \quad (1.26)$$

Pour un régime turbulent :

Re > 10000, corrélation de Tan et Charters [12]:

$$\text{Si } \frac{L}{D_H} < 60 \quad Nu = 0,018Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \left[1 + \frac{D_H}{L} \left(14,3 \cdot \log \frac{D_H}{L} - 7,9 \right) \right] \quad (1.27)$$

$$\text{Si } \frac{L}{D_H} > 60 \quad Nu = 0,018Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \left[1 + \frac{D_H}{L} \left(14,3 \cdot \log \frac{D_H}{L} - 7,9 \right) \right] \quad (1.28)$$

3. Equilibre vapeur-liquide : mélange eau-éthanol

Nous donnons dans le **tableau 1.2** les données utilisées pendant les simulations numériques. Ces données sont extraites de la littérature [6] :

- *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 6th Ed, 1987, Robert H. Perry & Don Green*
- *Tables of Physical and Chemical Constants, Kaye and Laby, 16th Ed, 1995* ,

Tableau 1.2 : Données sur l'équilibre vapeur-liquide, mélange eau-éthanol

| Température (°C) | Fraction molaire | | Fraction massique (g.g ⁻¹) | | Fraction volumique (ml.ml ⁻¹) | |
|---------------------|------------------|------------|---|------------|--|------------|
| | Liquide (x) | Vapeur (y) | Liquide (x) | Vapeur (y) | Liquide (x) | Vapeur (y) |
| 95,50 | 0,019 | 0,170 | 0,0472 | 0,3437 | 0,0591 | 0,3990 |
| 89,00 | 0,072 | 0,389 | 0,1657 | 0,6196 | 0,2012 | 0,6736 |
| 86,70 | 0,097 | 0,438 | 0,2147 | 0,6654 | 0,2573 | 0,7160 |
| 85,30 | 0,124 | 0,470 | 0,2654 | 0,6943 | 0,3141 | 0,7422 |
| 84,10 | 0,166 | 0,509 | 0,3374 | 0,7260 | 0,3923 | 0,7705 |
| 82,70 | 0,234 | 0,545 | 0,4381 | 0,7535 | 0,4971 | 0,7948 |
| 82,30 | 0,261 | 0,558 | 0,4743 | 0,7635 | 0,5334 | 0,8036 |
| 81,50 | 0,327 | 0,583 | 0,5544 | 0,7811 | 0,6119 | 0,8189 |
| 80,70 | 0,397 | 0,612 | 0,6269 | 0,8014 | 0,6804 | 0,8365 |
| 79,80 | 0,508 | 0,656 | 0,7252 | 0,8301 | 0,7698 | 0,8609 |
| 79,70 | 0,520 | 0,660 | 0,7346 | 0,8322 | 0,7782 | 0,8628 |
| 79,30 | 0,573 | 0,684 | 0,7745 | 0,8470 | 0,8132 | 0,8753 |
| 78,74 | 0,676 | 0,739 | 0,8423 | 0,8784 | 0,8713 | 0,9015 |
| 78,24 | 0,747 | 0,782 | 0,8831 | 0,9014 | 0,9055 | 0,9206 |
| 78,15 | 0,894 | 0,894 | 0,9558 | 0,9558 | 0,9648 | 0,9648 |

On exprime la fraction massique y en fonction de la température x sous forme d'équation $y(x)$. Nous avons pu obtenir :

$$y = -94,7613x^8 + 450,932x^7 - 901,175x^6 + 985,803x^5 - 644,997x^4 + 259,985x^3 - 64,5050x^2 + 9,71706x \quad (1.29)$$

Où

y représente la concentration en éthanol dans la phase vapeur (si condensée), et x la concentration en éthanol dans la phase liquide (ml. ml⁻¹).

La **température d'ébullition du mélange** se calcule à partir de la relation suivante [6] :

$$T_{ebm} = 60,526 x^4 - 163,16 x^3 + 163,96 x^2 - 83,438 x + 100 \quad (1.30)$$

CHAPITRE 2

PRESENTATION DU SYSTEME D'EXPERIMENTATION

1. Description du système d'expérimentation

Le système de distillation est composé (*figure 2.1 et Tableau 2.1*) :

- d'un réservoir cylindrique de capacité de 1 m³ contenant le fluide caloporteur,
- d'un distillateur comportant une enceinte parallélépipédique C2 (0,75 x 0,40 x 0,04 m³) disposée entre deux canaux C1 et C3.

Les parois des enceintes et les canaux sont en tôle TPN d'une épaisseur de 2 mm

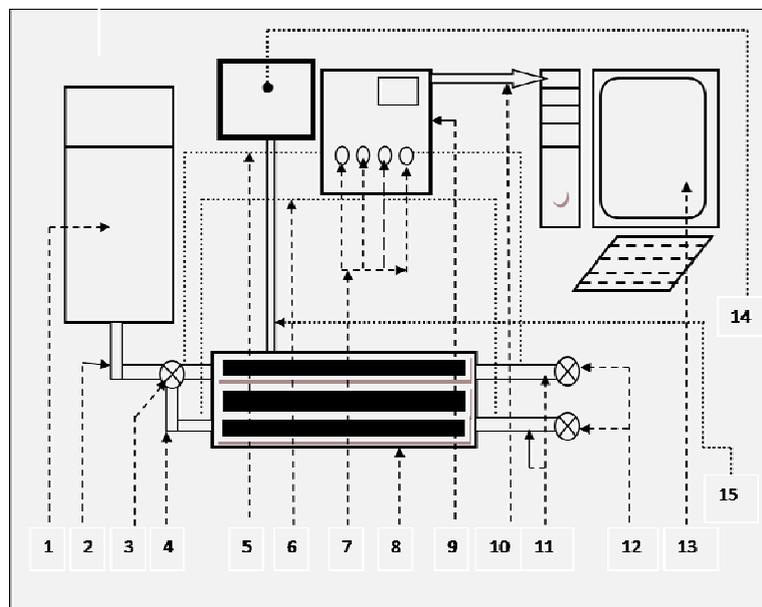


Figure 2.1 : Dispositif expérimental du système de distillation

Légende de la figure 2.1.

- 1 : Réservoir du fluide caloporteur.
- 2 : Conduit galvanisé de 15/21mm de diamètre intérieur et extérieur reliant le réservoir et l'entrée du distillateur
- 3 : Point de raccordement, robinet de séparation de l'entrée du compartiment C1 et du compartiment C3.
- 4 : Conduits galvanisés de 15/21mm de diamètre à l'entrée des compartiments C1 et C3.
- 5 : Thermocouple en Cuivre-constantan qui permet de mesurer la température d'entrée

- du fluide caloporteur F2 du compartiment C3
- 6 : Thermocouple en Copper-constantan qui permet de mesurer la température d'entrée du fluide caloporteur F1 du compartiment C1
 - 7 : Entrées analogiques de la centrale de mesure
 - 8 : Prototype du distillateur à trois compartiments C1, C2 et C3
 - 9 : Centrale de mesure, 21X Microllogger, CAMPBELL SCIENTIFIC, INC.
 - 10 : Câble SC32A qui relie la centrale 21X au port série RS232 de l'ordinateur.
 - 11 : Conduits de sortie du fluide caloporteur du compartiment C1 et du compartiment C3.
 - 12 : Robinets permettant de contrôler le débit massique du fluide caloporteur F1 et F2
 - 13 : Ordinateur pour stocker et traiter les données de la centrale 21X
 - 14 : Condenseur cylindrique de laboratoire muni de réfrigérant.
 - 15 : Conduit transportant la vapeur du distillateur vers le condenseur

1.1. Description du système étudié

La **figure 2.1** montre quelques photographies du distillateur à compartiments pendant l'expérimentation.



(a)



(b)



(c)



(d)

Figure 2.1 : Quelques photographies du dispositif expérimental. (a), (b), (c) et (d).
Mars 2008

Les photographies **(a)** et **(b)** représentent le dispositif de mesure de la température à l'aide des thermocouples (centrale de mesure 21 X) et le distillateur en fonctionnement.

La photographie **(c)** et **(d)** représentent la conduite de liaison entre le réservoir d'eau chaude et les deux entrées des compartiments.

1.2. Les dispositifs de mesures

Pour réaliser nos mesures, nous avons installé dans le distillateur les éléments suivants :

- Des thermocouples (cuivre-constantan) permettant de mesurer les températures avec une précision de 0,8 °C.
- Un condenseur tubulaire de laboratoire muni de réfrigérant, de l'eau froide.
- Un bécher gradué, SIMAX (STABILL KAVALIER) pour la mesure de débit.
- Un *alcoomètre Gay Lussac* pour la mesure de la concentration de l'éthanol.

1.3. Le système d'acquisition et de traitement des données

Ce système comprend les éléments suivants :

- Une centrale de mesure (21X Microllogger, CAMPBELL SCIENTIFIC), programmée pour l'acquisition et le stockage des données avant le traitement et transfert des données vers l'ordinateur.
- Un ordinateur servant pour l'acquisition et le traitement des données.

2. Protocole expérimental

Pour déterminer la performance du distillateur à compartiments, nous avons fait varier les paramètres suivants :

- La température initiale du mélange, la température du fluide caloporteur
- La concentration du mélange,
- Le débit des fluides caloporteurs.

On signale que nous n'avons pas effectué la mesure instantanée de la quantité du distillât obtenu au cours de l'expérimentation.

2.1. Procédure de l'expérimentation

Le fluide à distiller est une composition d'une quantité de l'alcool 90% avec une certaine quantité d'eau. La concentration du mélange au départ donne la concentration initiale du fluide à distiller.

Le fluide caloporteur préalablement bouilli dans le réservoir, maintenu à une température constante, s'écoule par gravité vers les canaux C1 et C3 dont les débits des fluides caloporteurs des deux canaux sont réglables à volonté. Il s'ensuit des transferts de chaleur par convection et par conduction entre le fluide caloporteur et le fluide à distiller. Il en résulte une augmentation de la température du fluide à distiller et d'une évaporation d'une certaine quantité d'alcool éthylique si l'apport de chaleur est suffisant. La vapeur d'alcool éthylique subirait une condensation. On remarque que pour avoir plus de vapeur à la sortie du compartiment C2, l'agitation du mélange est exigée.

L'intensité du transfert de chaleur entre les fluides caloporteur et à distiller est fonction d'une part de la température du fluide à distiller et d'autre part de son débit. Notons que le débit du distillât dépend de la température du fluide à distiller et de la différence entre la pression atmosphérique et celle de la vapeur dans le distillateur. Nous avons constaté qu'un espace libre est requis pour une vaporisation efficace de l'éthanol.

Pour un débit fixé du fluide caloporteur s'écoulant dans les canaux C1 et C2, nous relevons toutes les 5 mn à l'aide de la centrale de mesure les valeurs de la température du fluide à distiller. Ces mêmes mesures sont effectuées pour une température du fluide caloporteur donnée et pour différents débits de ce fluide. Nous avons effectué ces mesures en considérant des débits différents. Notons que la durée d'une série de mesures est comprise entre 30 et 100 mn.

2.2. Détermination des différents paramètres

2.2.1 *Mesure des températures*

Les températures suivantes sont relevées :

- T_{calo} : Température du fluide caloporteur F1 et F2 à l'entrée du système
- T_{e1} : Température d'entrée du fluide caloporteur F1 du C1
- T_{e2} : Température d'entrée du fluide caloporteur F1 du C3
- T_{ebm} : Température d'ébullition du mélange eau-éthanol
- T_{initial} : Température initiale du mélange eau-éthanol
- T_{m} : Température moyenne du fluide caloporteur F1 et F2 à l'entrée du système
- T_{air} : Température de l'air ambiant

Ces mesures sont effectuées à l'aide de thermocouples reliés à la centrale de mesures.

2.2.2 *Mesure de la concentration du mélange*

La concentration initiale du mélange eau-éthanol et la concentration du distillât sont mesurées à l'aide d'un alcoomètre Gay-Lussac. On remarque que la mesure s'effectue en volume (% en v/v), c'est la proportion volumétrique de l'alcool par rapport à l'eau.

2.2.3 *Mesure des débits*

Les débits des fluides caloporteurs sont déterminés à l'aide de la mesure, pendant une durée donnée de la quantité de fluide récupérée dans une éprouvette graduée.

Voici les débits des fluides caloporteurs relevés :

- \dot{m}_1 : Débit massique du fluide caloporteur F1
- \dot{m}_2 : Débit massique du fluide caloporteur F2

2.2.4 *Détermination de la quantité du distillât obtenu*

La mesure de la quantité du distillât obtenu s'effectue de deux manières différentes, soit par mesure de volume à l'aide d'un bécher gradué, SIMAX (STABILL KAVALLIER) soit à l'aide d'une balance électronique. En général, elle s'effectue à la fin de l'opération.

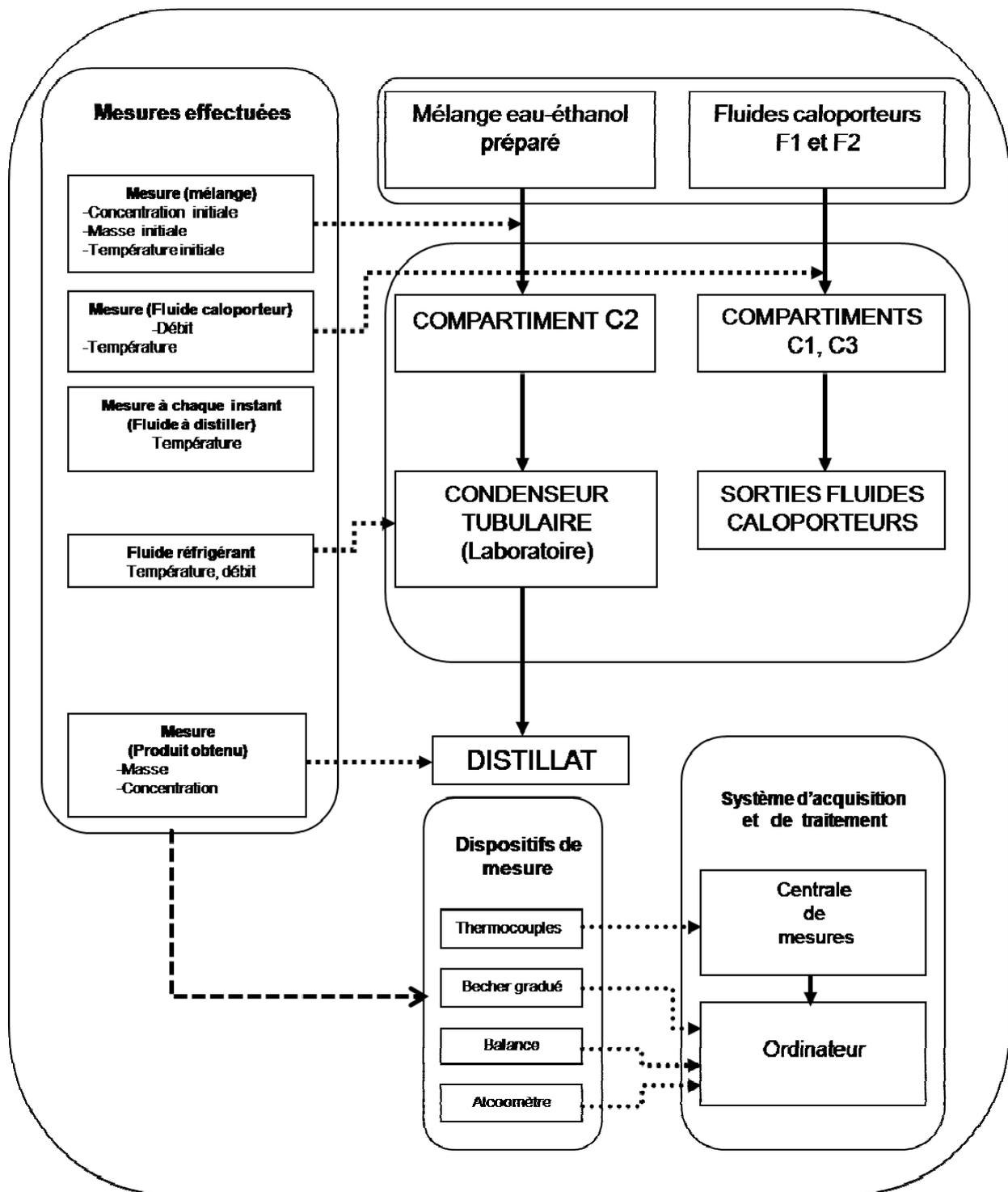


Figure 2.2 : Schéma synoptique de la procédure d'expérimentation

CHAPITRE 3

PRESENTATION ET VALIDATION DES RESULTATS

1. Introduction

Dans un premier temps, nous allons exposer les résultats théoriques correspondant à l'influence des divers paramètres identifiés. Par la suite, nous allons comparer les résultats des mesures effectuées avec ceux obtenus à partir de la simulation en guise de validation.

2. Résultats à partir des simulations numériques

Pour étudier le fonctionnement du système, nous allons étudier l'influence de la température des fluides caloporteurs, du débit, de la quantité initiale de l'éthanol dans le distillateur et l'influence de la température initiale du fluide à distiller. La durée de distillation désigne l'intervalle de temps de début jusqu'à la fin de la distillation marquée par la faible concentration en éthanol du résidu.

2.1. Influence de la température du fluide caloporteur

Les données obtenues pendant l'expérience sont utilisées pour alimenter les simulations numériques. Nous avons limité notre étude à des températures du fluide caloporteur comprises entre 80 et 96°C, et pour des débits compris entre 2,9 et 100 ml.s⁻¹. La concentration initiale en éthanol du mélange est de 25 % en volume (v/v) du mélange. La température initiale du fluide à distiller est de 25°C. Nous rappelons que les températures des fluides caloporteurs se trouvant dans les compartiments C1 et C3 sont égales.

2.1.1 Évolution de la température de fluide à distiller

La température de fluide à distiller est une fonction croissante de la température du fluide caloporteur.

Les **figures 3.4a**, dont les débits D_1 et D_2 sont égaux à 24 ml.s^{-1} , et **3.4b**, dont les débits sont différents, représentent l'évolution de la température du fluide à distiller à différentes valeurs de la température des fluides caloporteurs (T_{calo}) respectivement de 80°C , 90°C et 95°C . Nous avons constaté que la durée de l'opération diminue si l'on augmente la température du fluide caloporteur.

Dans le cas où D_1 et D_2 sont égaux à 24 ml.s^{-1} (**figure 3.4a**), pour une température de 95°C du fluide caloporteur, à la 70^{ème} minute de l'opération, la température du mélange est de 78°C . Quand on continue l'opération (pour une durée plus longue), la température d'ébullition du mélange serait atteinte (87°C). Par contre, pour une température inférieure à 95°C , la durée de l'opération est largement plus grande, et la température d'ébullition du mélange n'est pas obtenue, l'évaporation n'existe pas. Nous estimons que ce résultat provient de l'insuffisance de l'échange thermique entre le fluide à distiller et le fluide caloporteur.

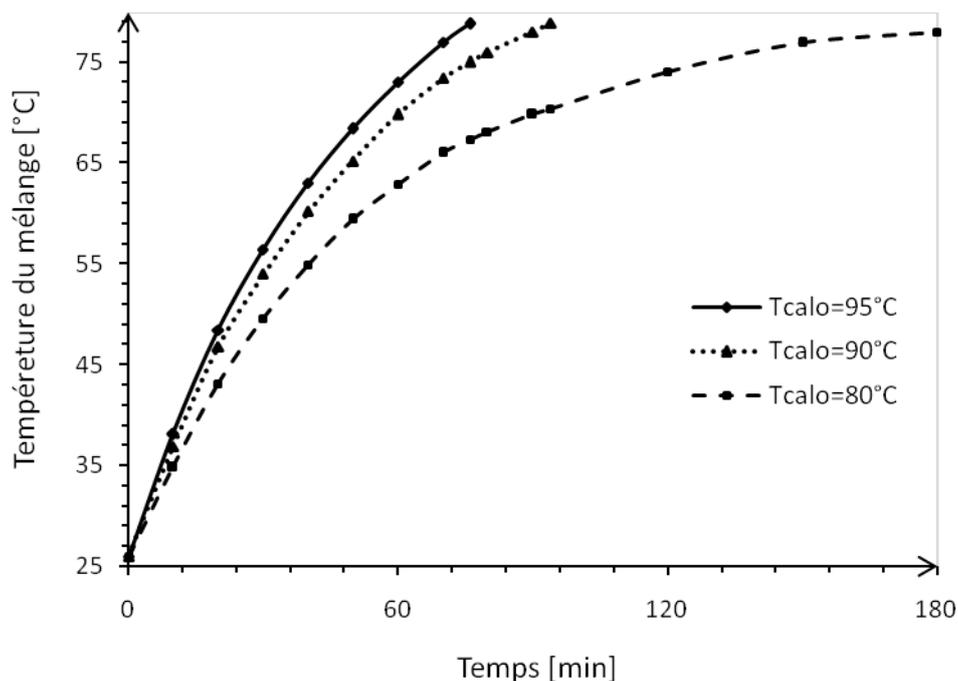


Figure 3.4a. Influence de la température des fluides caloporteurs sur l'évolution de la température du mélange, $D_1 = D_2 = 24 \text{ ml.s}^{-1}$

Pour des débits différents, à même température de fluides caloporteurs $T_{\text{calo}}=95^\circ\text{C}$, plus les débits D_1 et D_2 sont grands, la température de fluide à distiller augmente plus vite, **Figure 3.4b**.

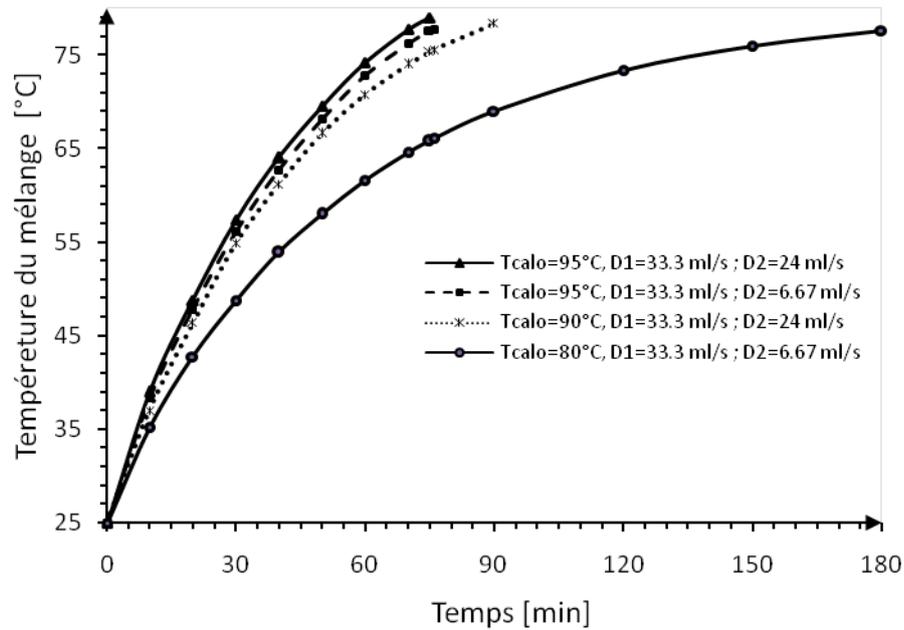


Figure 3.4b. Influence de la température du fluide caloporteur sur l'évolution de la température du mélange. D_1 et D_2 sont différents.

2.1.2 Évolution de la quantité du mélange pendant l'opération

Examinons le cas des fluides caloporteurs de mêmes débits (**figure 3.5a**), et de débits différents (**figure 3.5b**). La diminution de la quantité du fluide à distiller est proportionnelle à la quantité de la vapeur produite (distillat).

Les **figures 3.5a et 3.5b** montrent que si la température des fluides caloporteur ou la quantité de chaleur accumulée est suffisante, la température d'ébullition du mélange est atteinte plus rapidement. Le distillat commence à se dégager, suivi d'une diminution de la quantité de fluide à distiller comme la montre les **figures 3.5a et 3.5b**.

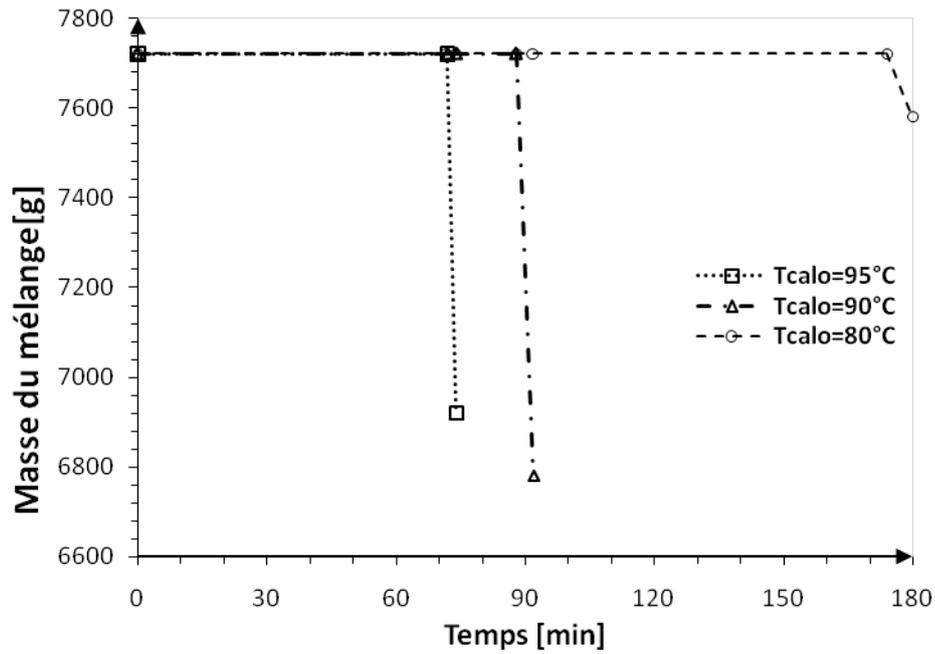


Figure 3.5a. Influence de la température des fluides caloporteurs sur l'évolution de la masse du mélange, $D_1 = D_2 = 24 \text{ ml.s}^{-1}$

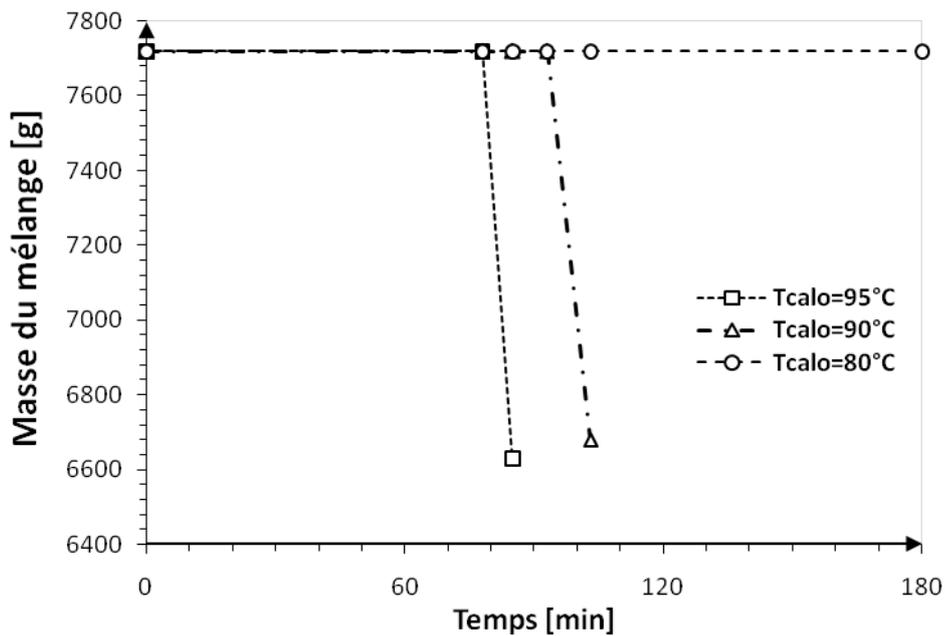


Figure 3.5b. Influence de la température du fluide caloporteur sur l'évolution de la masse du mélange, $D_1 = 24 \text{ ml.s}^{-1}$ $D_2 = 6.67 \text{ ml.s}^{-1}$.

Par contre, si le débit moyen est très faible (**figure 3.5b**, $T_{\text{calo}}=80^\circ\text{C}$), cette température n'a pas d'influence sur le fonctionnement de notre bouilleur(distillateur).

2.1.3 Évolution de la concentration d'éthanol dans le distillateur pendant l'opération

Les **figures 3.6a** et **3.6b** montrent l'évolution de la quantité d'éthanol contenue dans le distillateur.

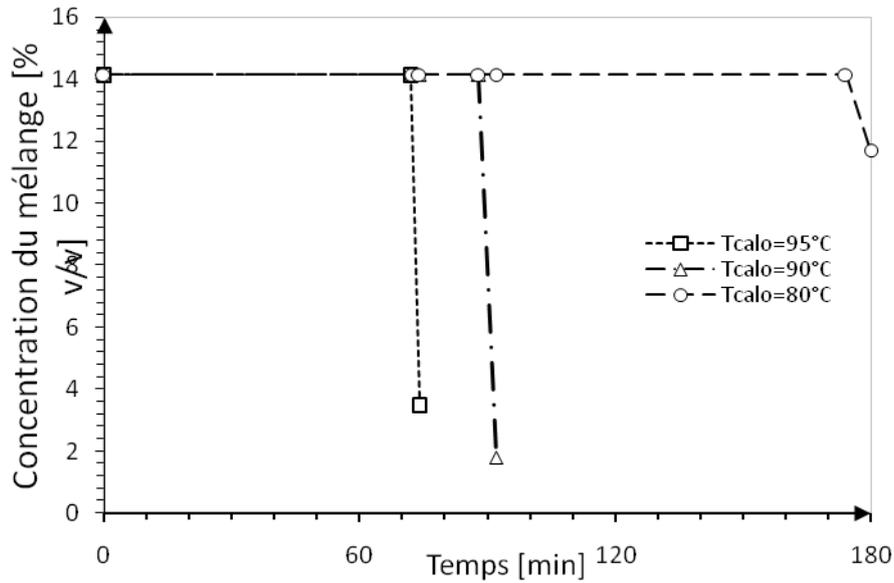


Figure 3.6a. Influence de la température des fluides caloporteurs sur l'évolution de la concentration en éthanol du mélange, $D_1 = D_2 = 24 \text{ ml.s}^{-1}$.

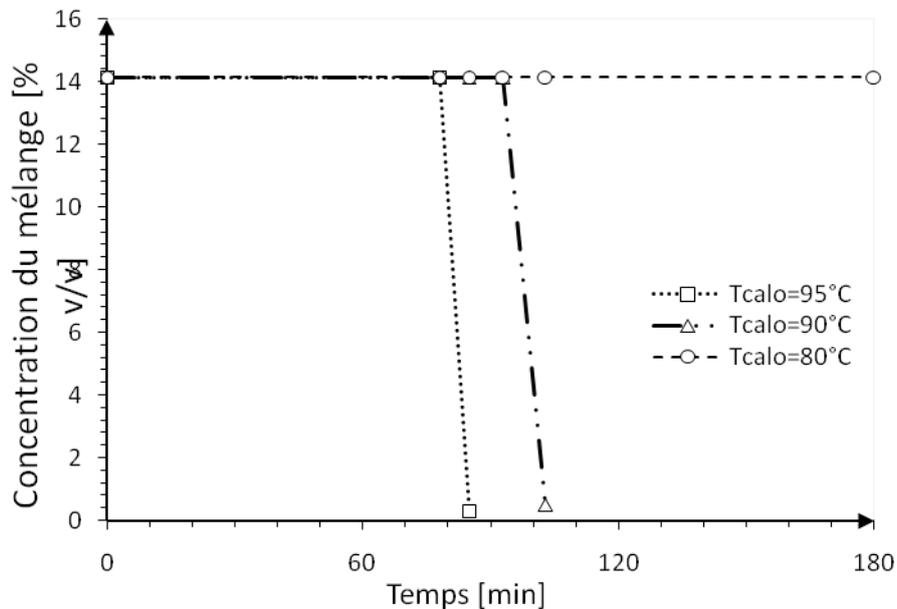


Figure 3.6b. Influence de la température des fluides caloporteurs sur l'évolution de la concentration en éthanol du mélange, $D_1 = 24 \text{ ml.s}^{-1}$, $D_2 = 6.67 \text{ ml.s}^{-1}$.

Quand la température du fluide caloporteur augmente, la durée de la distillation diminue, et la quantité d'éthanol produite augmente.

La diminution de la quantité d'éthanol s'explique par le fait que, la température du fluide à distiller est presque constante pendant une durée déterminée, ici, la pente de la courbe n'est pas verticale, mais oblique. Cela montre que la stabilisation de la température du fluide à distiller autour de la température d'ébullition du mélange est possible.

2.1.4 Efficacité thermique du distillateur

Nous constatons que distillateur est beaucoup plus efficace lorsque l'on augmente la température des fluides caloporteurs jusqu'à la température d'ébullition de l'eau. A débit de fluide caloporteur très faible, l'efficacité reste faible même si sa température est maximale. Les **figures 3.7a** et **3.7b** attestent ces résultats. De plus, d'après l'analyse des **tableau 2a et 2b**, plus le distillateur est efficace, à débit moyen du fluide caloporteur 24 ml.s^{-1} , plus la quantité d'éthanol produit est importante.

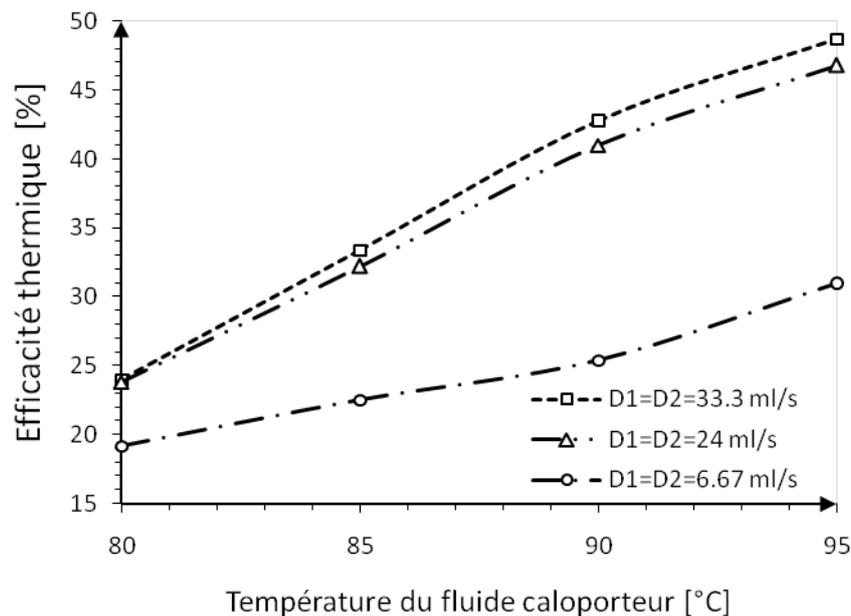


Figure 3.7a. Efficacité thermique du distillateur en fonction de la température des fluides caloporteurs. $D_1=D_2$.

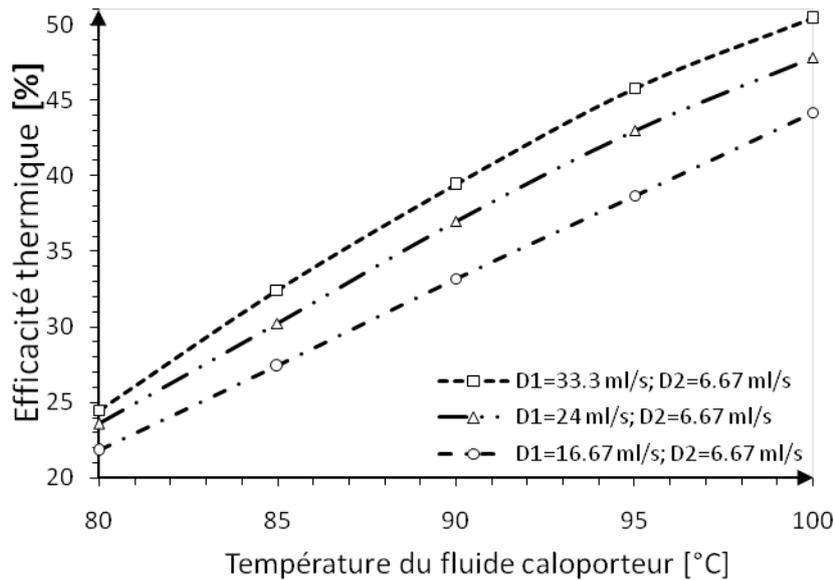


Figure 3.7b: Efficacité thermique du distillateur en fonction de la température du fluide caloporteur. D_1 et D_2 sont différents

D'après Perry et Al, 1987 pour une concentration d'éthanol aqueuse de 25% en volume, la température d'ébullition équivalente est de 87°C. Cette référence nous permet de résumer les résultats de notre simulation dans les **tableaux 3.1a** et **3.1b**.

Tableau 3.1a: Récapitulation des résultats de la simulation, $D_1 = D_2 = 24 \text{ ml.s}^{-1}$.

| Température du fluide caloporteur, T_{calo} (°C) | 80 | 90 | 95 |
|---|-----|--------|--------|
| Débit d'éthanol produit (g.s^{-1}) | 0 | 0,0215 | 0,0857 |
| Débit du distillat produit (g.s^{-1}) | 0 | 0,0713 | 0,1224 |
| Durée de la distillation (<i>min</i>) | 240 | 180 | 130 |
| Efficacité thermique du distillateur, σ (%) | - | 37,64 | 43,38 |

Dans le cas du **tableau 3.1a**, quand la température du fluide caloporteur est plus petite que la température d'ébullition du mélange, la durée de l'opération est relativement importante et la quantité du distillat produit est plus faible, ou n'existe pas. Plus la température du mélange s'approche de la température d'ébullition normale de l'eau, 100°C, notre distillateur (bouilleur) est plus efficace. La durée de l'opération diminue selon la température choisie, et, la masse de l'éthanol produit augmente.

Tableau 3.1b: Récapitulation des résultats de la simulation, $D_1 = 24 \text{ ml.s}^{-1}$; $D_2 = 6,67 \text{ ml.s}^{-1}$.

| | | | |
|---|-----|--------|--------|
| Température du fluide caloporteur, T_{calo} (°C) | 80 | 90 | 95 |
| Débit d'éthanol produit (g.s^{-1}) | 0 | 0,0215 | 0,0857 |
| Débit du distillat produit (g.s^{-1}) | 0 | 0,0713 | 0,1224 |
| Durée de la distillation (<i>min</i>) | 240 | 180 | 130 |
| Efficacité thermique du distillateur, σ (%) | - | 37,64 | 43,38 |

Pour le **tableau 3.1b**, on remarque que le distillateur devient moins efficace. En outre, nous constatons que l'énergie consommée par le fluide à distiller correspondant aux conditions spécifiées dans le **tableau 3.1a** est supérieure à celle du **tableau 3.1b**. Nous pouvons ainsi conclure que l'opération est beaucoup plus efficace dans les conditions du **tableau 3.1a**. On aboutit donc à un meilleur résultat dans le cas où les compartiments C1 et C2 sont caractérisés par les mêmes débits qui ne sont pas très faible.

2.2. Influence des débits des fluides caloporteurs

2.2.1 Évolution de la température de fluide à distiller

L'influence du débit sur la température du mélange n'est pas très significative sauf pour des débits très faibles (**figures 3.8a** et **3.8b**) : $6,67 \text{ ml.s}^{-1}$ en moyenne pour D_1 et D_2 . Nous relevons également que le temps de distillation est influencé directement par le débit, c'est-à-dire que le débit du fluide caloporteur est inversement proportionnel à la durée de distillation.

Pour des débits des fluides caloporteurs supérieurs à $10,67 \text{ ml.s}^{-1}$, et pour un écart entre le débit du fluide caloporteur F1 et celui du fluide caloporteur F2 relativement petit ou nul, l'augmentation de la température du fluide à distiller est relativement importante, au même titre que la durée de l'opération. Cette condition aboutirait aux mêmes résultats si on a à considérer la valeur moyenne du débit de deux fluides caloporteurs. Seulement, il faudrait que cette valeur moyenne soit supérieure à $10,67 \text{ ml.s}^{-1}$. Néanmoins, les résultats obtenus pour $D_1 = D_2$ sont meilleurs que ceux, à débits différents.

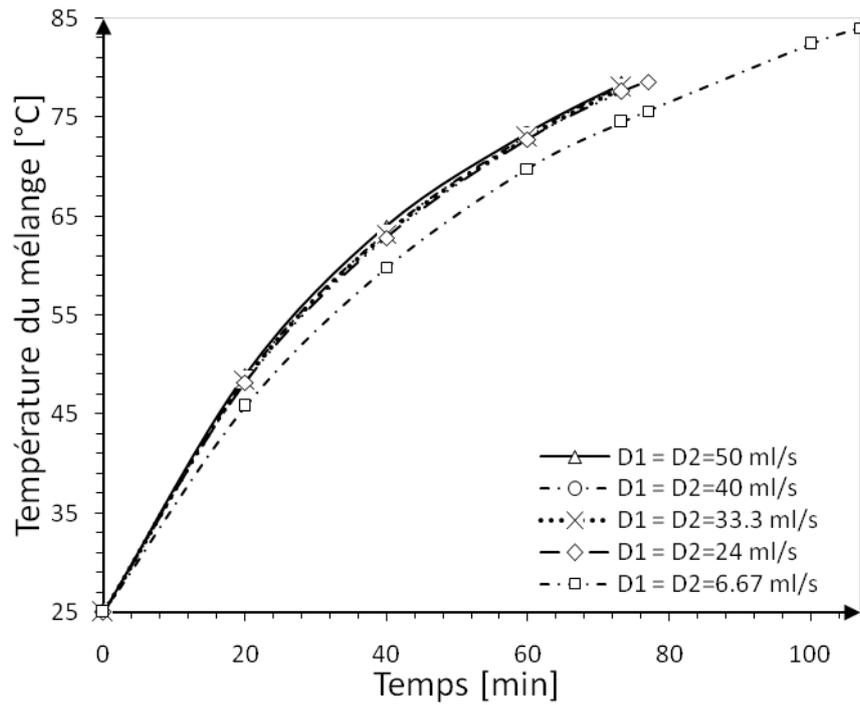


Figure 3.8a. Influence des débits des fluides caloporteurs sur la température du mélange, $T_{calo}=95^{\circ}\text{C}$. $D_1 = D_2$

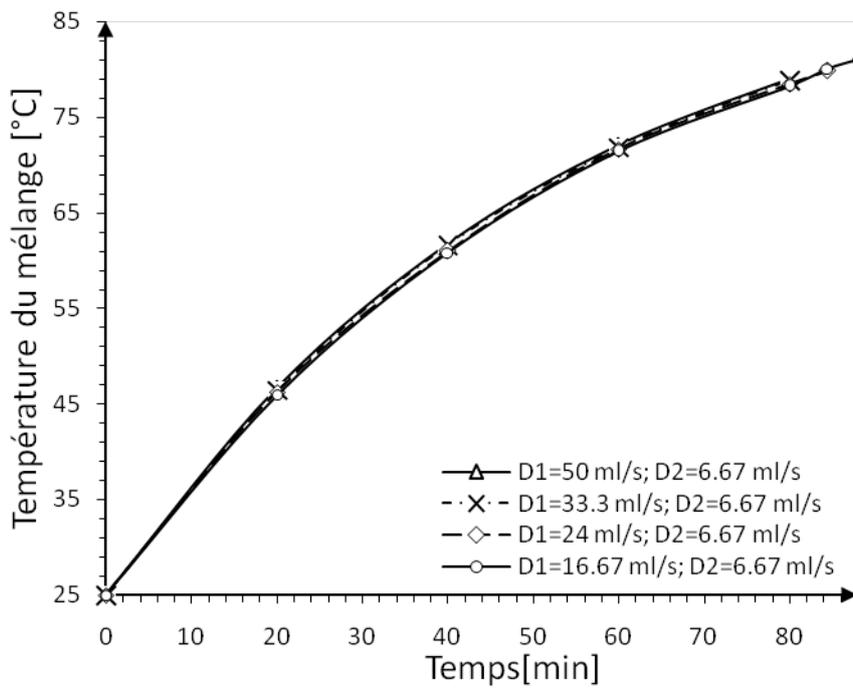


Figure 3.8b. Influence des débits des fluides caloporteurs sur la température du mélange $T_{calo}=95^{\circ}\text{C}$. D_1 et D_2 différents

2.2.2 Efficacité thermique du distillateur

La **figure 3.9** nous montre l'évolution de l'efficacité thermique du distillateur en fonction du débit, à différentes valeurs de la température du fluide caloporteur. On constate que l'allure de la courbe est presque constante à partir d'une certaine valeur du débit. Ce résultat montre que les valeurs des débits comprises entre 20 ml.s^{-1} et 55 ml.s^{-1} suffisent pour faire fonctionner convenablement le système.

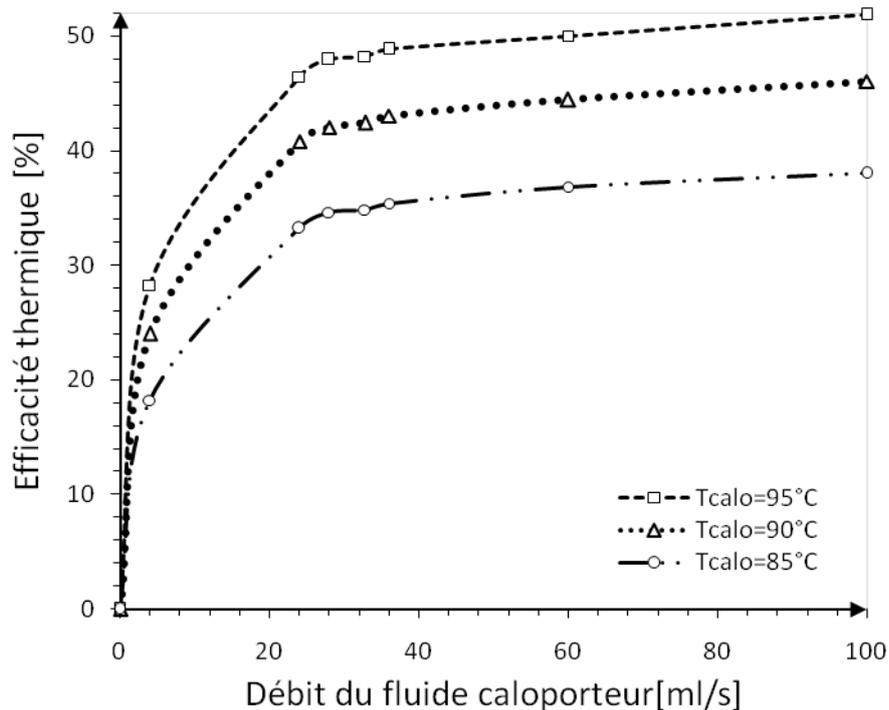


Figure 3.9. Efficacité thermique du distillateur en fonction du débit du fluide caloporteur, $D_1 = D_2$.

2.3. Influence de la concentration de l'éthanol dans le distillateur

2.3.1 Evolution de la température du mélange

Considérons la **figure 3.10a** ; prenons une valeur du débit égale à $33,34 \text{ ml.s}^{-1}$ et une température du fluide caloporteur $T_{\text{calo}} = 95^\circ\text{C}$ pour les simulations numériques.

La **figure 3.10a** nous montre l'évolution de la température du fluide à distiller à différentes valeurs de la concentration d'éthanol du mélange. Plus le fluide à distiller est caractérisé par une concentration en éthanol plus élevée, la température d'ébullition normale du mélange est atteinte plus rapidement du fait de sa chaleur latente de vaporisation par rapport à l'eau. Ce qui entraîne une diminution de la durée de distillation. Nous pouvons ainsi dire que l'échange de chaleur au sein du système est beaucoup plus efficace si la quantité d'éthanol dans le mélange est relativement élevée, car la chaleur latente de vaporisation du mélange est proche de celle de l'éthanol qui est le constituant le plus volatil, la distillation s'effectue donc beaucoup plus rapidement.

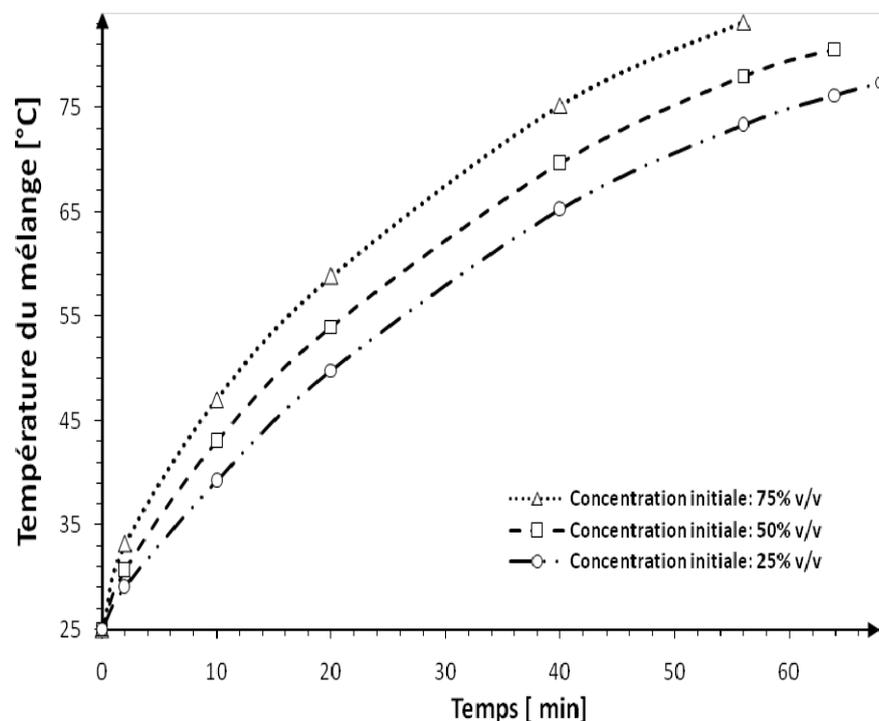


Figure 3.10a. Influence de la concentration initiale de l'éthanol dans le distillateur sur l'évolution de la température du fluide à distiller. $D_1 = D_2 = 33,34 \text{ ml.s}^{-1}$; $T_{\text{calo}} = 95^\circ\text{C}$.

2.3.2 Efficacité thermique du distillateur

Plus la quantité d'éthanol contenue dans le distillateur est faible, le besoin énergétique du distillateur augmente. C'est pour cette raison que nous pouvons affirmer que l'efficacité thermique du distillateur diminue si la quantité d'éthanol augmente, **figure 3.10b**.

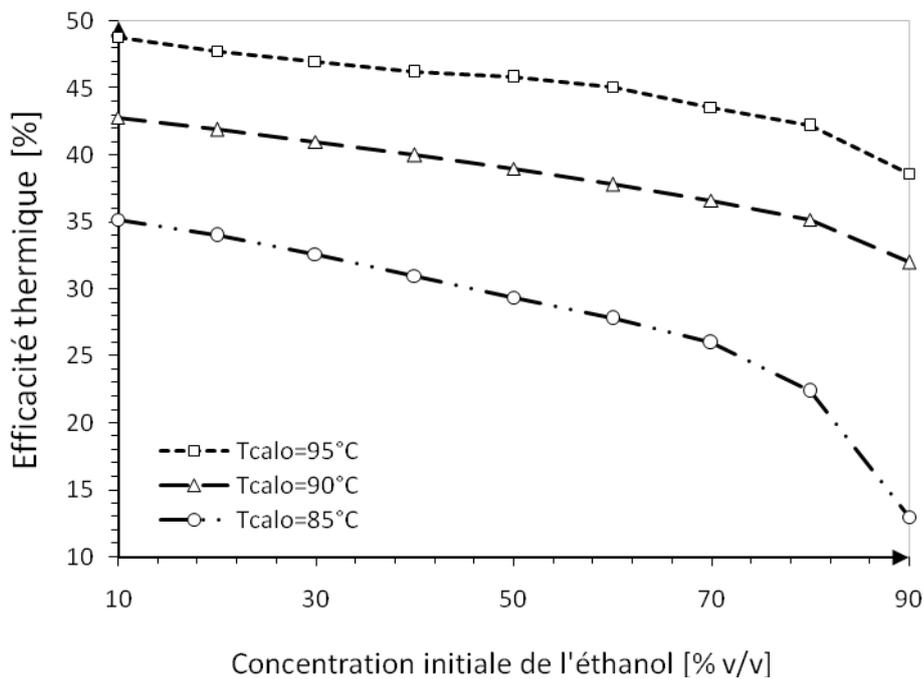


Figure 3.10b : Efficacité thermique du distillateur en fonction de la concentration initiale de l'éthanol. $D_1 = D_2 = 33,34 \text{ ml.s}^{-1}$.

2.3.3 Influence de la température initiale du mélange

La **figure 3.11** nous montre l'évolution de la température du fluide à distiller à différentes valeurs de la température initiale du fluide à distiller. Il est évident que si la température initiale du mélange augmente, l'opération de distillation s'effectue beaucoup plus rapidement ; la concentration en éthanol diminue ainsi beaucoup plus vite.

En conséquence, le préchauffage du fluide à distiller est nécessaire pour accélérer le processus de distillation.

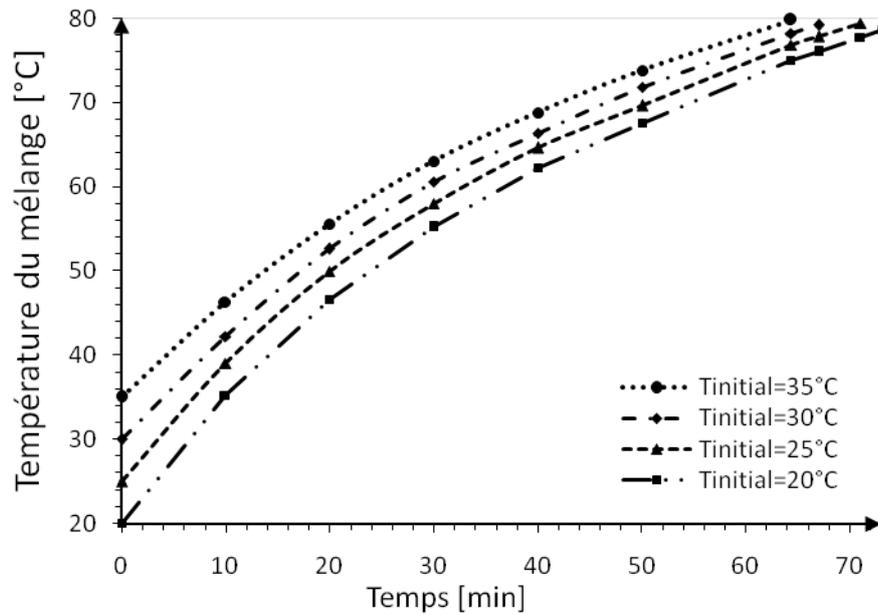


Figure 3.11 : Influence de la température initiale du mélange. $D_1 = D_2 = 33,34 \text{ ml.s}^{-1}$.

3. Validation des résultats

Nous résumons dans le **tableau 3.2** les valeurs adoptées lors des expériences et des simulations numériques effectuées. En guise de validation, nous avons comparé les résultats théoriques avec ceux obtenus expérimentalement. Les vapeurs sont considérées entièrement condensées dans le condenseur.

Tableau 3.2 : Récapitulation des valeurs expérimentales utilisées.

| Expérimental | Fluides caloporteurs F1, F2 | | | | Mélange Eau-Ethanol |
|-------------------|---------------------------------|---------------------------------|---|----------------------|---|
| | D_1 (ml.s^{-1}) | D_2 (ml.s^{-1}) | T_{calo} ($^{\circ}\text{C}$) | T_{initial} | |
| Échantillon A1 | 30,00 | 55,00 | 80,67 | 56,00 | Concentration 28,57% v/v en éthanol |
| Échantillon A2 | 4,583 | 2,916 | 92,30 | 25,00 | Concentration 24,29% v/v en éthanol |
| Échantillon A3 | 18,34 | 31,67 | 94,91 | 57,64 | Concentration 24,29% v/v en éthanol |
| Échantillon A4 | 12,17 | 31,84 | 94,47 | 20,00 | Concentration 16,70% v/v en éthanol |

Le **tableau 3.3** résume la comparaison des résultats expérimentaux et théoriques.

Tableau 3.3 : Comparaison des résultats expérimentaux et théoriques

| Opération effectuée | | Échantillon A1 | Échantillon A2 | Échantillon A3 | Échantillon A4 |
|---------------------|--|-------------------|-------------------|-------------------|-------------------|
| Simulation | Durée de la distillation (<i>min</i>) | 127 | 240 | 43 | 83 |
| | Masse du distillat obtenu (<i>g</i>) | - | 1252 | 880 | 976 |
| | Débit du distillat obtenu ($\text{g}\cdot\text{s}^{-1}$) | - | 0,087 | 0,341 | 0,196 |
| | Température d'ébullition du mélange ($^{\circ}\text{C}$) | 86,14 | 87,28 | 87,28 | 89,92 |
| | Concentration en éthanol du distillat (% v/v), moyenne | - | 70,49 | 70,49 | 64,30 |
| Mesures | Masse du distillat obtenu (<i>g</i>) | - | 1020 | 760 | 850 |
| | Débit du distillat obtenu ($\text{g}\cdot\text{s}^{-1}$) | - | 0,075 | 0,294 | 0,170 |
| | Température d'ébullition du mélange ($^{\circ}\text{C}$) | 86,14 | 87,28 | 87,28 | 89,92 |
| | Concentration en éthanol du distillat (% v/v), moyenne | - | 50,80 | 63,50 | 55,30 |

Les résultats obtenus dépendent de la concentration de l'éthanol dans le mélange. On vérifie que si la température du fluide caloporteur est inférieure à celle du mélange, il n'y a pas de vaporisation (**tableau 3.3, échantillon A1**). Par contre, pour une température du mélange suffisante, les débits des fluides caloporteurs ont une influence non négligeable sur les résultats obtenus.

On compare les résultats issus de la simulation du modèle (x_1) avec ceux obtenus par les expériences (x_2) et nous avons pu ainsi obtenir les corrélations mathématiques suivantes :

Échantillon A2 : débit du distillat : $x_2 = 0,862 \cdot x_1$

Échantillon A3 : débit du distillat : $x_2 = 0,862 \cdot x_1$

Échantillon A4 : débit du distillat : $x_2 = 0,867 \cdot x_1$

On trouve une différence relativement acceptable entre les résultats qui est de l'ordre de 15%.

Concernant la concentration en éthanol du distillât, d'autres corrélations mathématiques sont établies :

Échantillon A2 : concentration % en volume (v/v) : $x_2=0,720 \cdot x_1$

Échantillon A3 : concentration % en volume (v/v) : $x_2=0,900 \cdot x_1$

Échantillon A4 : concentration % en volume (v/v) : $x_2=0,860 \cdot x_1$

La comparaison des résultats montre que l'échantillon A3 (**tableau 3.3**) conduit à une meilleure validation. Cela permet de vérifier le comportement du modèle sur les résultats des simulations numériques précédentes, à savoir : l'influence de la température (**figure.12a**) et du débit (**figure.12c**) des fluides caloporteurs, l'importance du préchauffage du mélange (**figure.12b**), l'impact de la concentration en éthanol du mélange sur la concentration du distillat (**tableau 3.3**).

En conclusion, le bon fonctionnement du distillateur dépend de l'échange thermique entre le fluide à distiller et les fluides caloporteurs, par l'intermédiaire des faces des compartiments, à partir de leur température et leur débit qui sont les premiers paramètres influant sur le comportement du système.

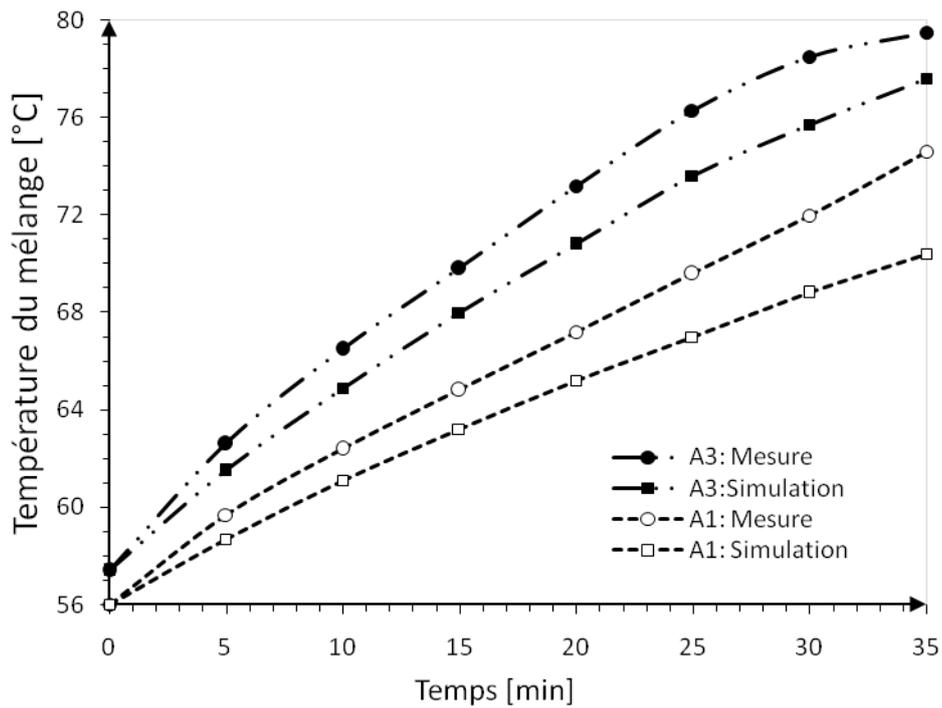


Figure 3.12a. Comparaison des résultats des mesures et ceux issus des simulations (Echantillons A1 et A3) pour les calculs de la température du mélange. Influence de la température des fluides caloporteurs.

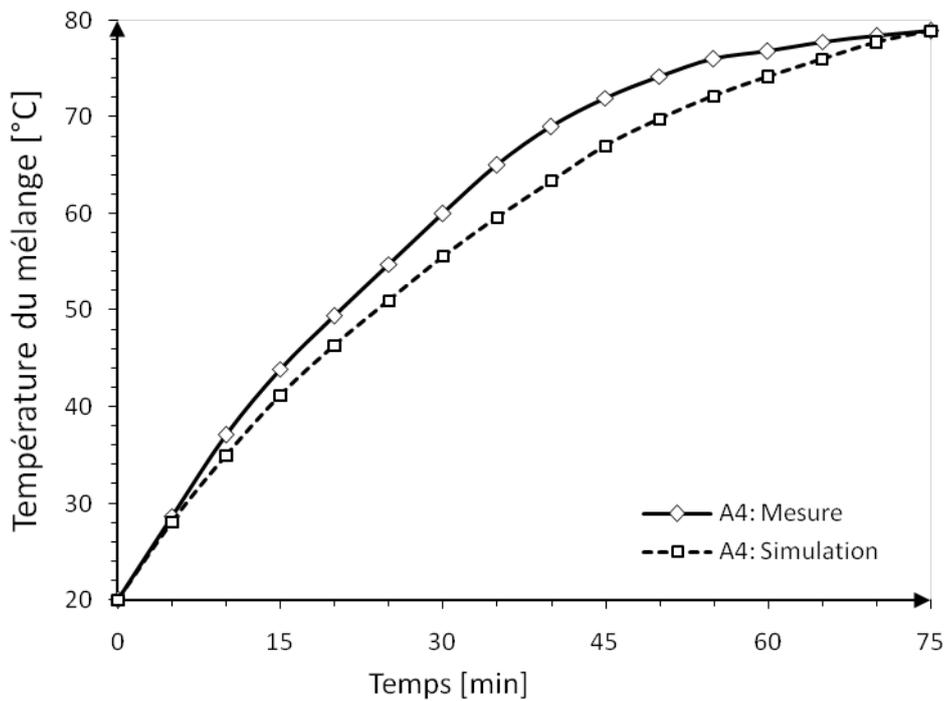


Figure 3.12b. Comparaison des résultats des mesures et ceux issus des simulations (Echantillon A4) pour les calculs de la température du mélange.

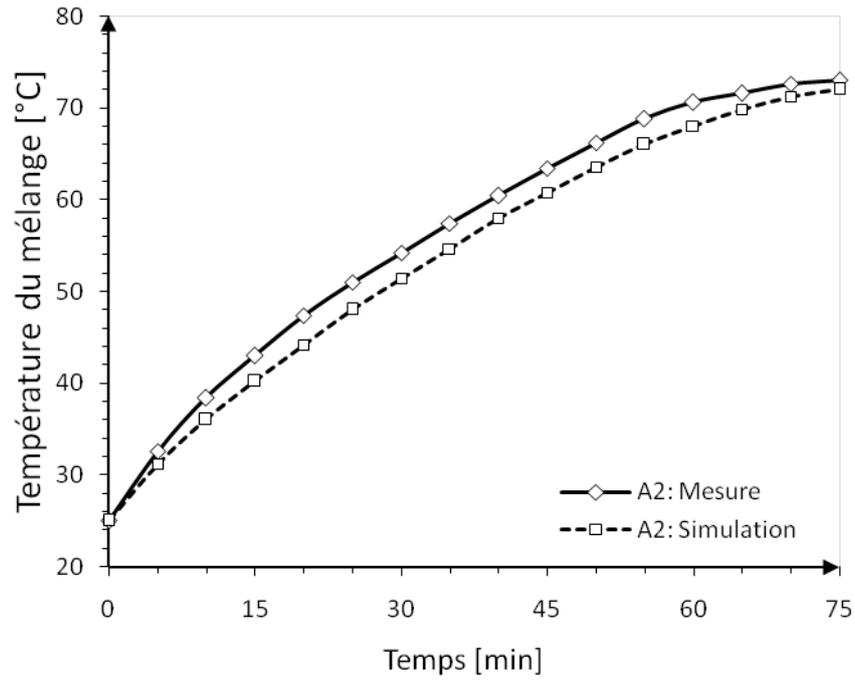


Figure 3.12c. Comparaison des résultats des mesures et ceux issus des simulations (Echantillon A2) pour les calculs de la température du mélange.

CONCLUSION DE LA PREMIERE PARTIE

Un distillateur à trois compartiments pour un mélange eau-éthanol a été conçu. Le modèle développé est basé sur le transfert de chaleur et sur l'équilibre vapeur-liquide. Des conditions de fonctionnement du distillateur ont été déterminées par la simulation du modèle et validées par les expériences : Fluides caloporteurs : débit : entre 20 ml.s^{-1} et 100 ml.s^{-1} , température : 95°C au minimum. La concentration minimale en éthanol du mélange est de 25% d'éthanol en volume, alors que la concentration moyenne du produit obtenu est de 70% d'éthanol en volume. Par ailleurs, le préchauffage du fluide à distiller conduit à une réduction de la durée de distillation.

Une comparaison entre les résultats expérimentaux avec ceux obtenus par les simulations numériques conduit à un accord satisfaisant. L'écart moyen observé n'excède pas de 15%.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES DE LA PREMIERE PARTIE

- [1]. Hilde K, Engelién, Sigurd Skogestad Multi-effect distillation applied to an industrial case study. *Chemical Engineering and Processing* 44(2005): 819–826.
- [2]. Bonsfills A, Puigjaner L Batch distillation: simulation and experimental validation. *Chemical Engineering and Processing* 43(2004):1239–1252.
- [3]. Sami Pelkonen, Andrzej Gorak, Andre Ohligschläger , Ruth Kaesemann. Experimental study on multicomponent distillation in packed columns. *Chemical Engineering and Processing* 40(2001):235–243
- [4]. Vorayos N, Kiatsiriroat T, Vorayos N Performance analysis of solar ethanol distillation, *Renewable Energy* 31(2006): 2543–2554.
- [5]. McCabe, W. L., & Thiele, E. W. Graphical design of fractionating columns. *Industrial Engineering Chemistry*, 17(1925). 605.
- [6]. Perry, Mc Graw-Hill (1987). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*, 6th Edition
- [7]. Bailly M. *Technical thermodynamics 3. Complements of problems*. Bordas Paris-Montréal (1971), 706-715.
- [8]. Chassériaux J.M. *Thermal conversion of the solar radiance I*. BORDAS, Paris (1984).pp.59-67
- [9]. Vine MD, Wormald CJ J. *Chemical Thermodynamic*. (21) (1989): 1151-1157
- [10]. Barrow GM *Chemistry Physical Tome 2: Chemical kinetics, states matter condensed. Equilibrium-electrolytes*. (1976). Pp.356, 362,373
- [11]. Karapetiantz M *Chemical thermodynamics*. Mir Edition. Moscou. (1978), Pp. 211-212.
- [12]. Rakotondramiarana H.T. : *Étude théorique du séchage thermique et de la digestion anaérobie des boues des stations d'épuration - Mise au point des dispositifs pilotes de laboratoire pour la caractérisation expérimentale liée au séchage et à la méthanisation des boues*. Thèse de Doctorat, Université de la Réunion(2004).
- [13]. Ramamonjisoa B. O. *Contribution au développement de séchoirs à chauffage partiellement solaire à la Réunion : mise au point d'un dispositif de mesure de vitesse de séchage en couche mince et d'un code de calcul d'abaques de dimensionnement*, Thèse de Doctorat, Université de la Réunion (1993).
- [14]. Leontiev A. *Theory of the exchanges of heat and mass*, Mir Edition. Moscou. (1985),
- [15]. Bakhvalov N. *Numeric methods, Analysis, algebra. Ordinaries differentials equations*. MIR Edition, Moscow (1984). Pp.449-450

- [16]. H. M. Andrianantenaina, B. O. Ramamonjisoa and B. Zeghmati. Survey and realization of distiller's prototype to three horizontal compartments. International Journal of the Physical Sciences. . **Academic Journals** issue March 2010.
- [17]. Duffie J.A, Beckman W.A Solar engineering of thermal processes.Wiley Interscience. New York. (1977).

DEUXIEME PARTIE

OPTIMISATION ENERGETIQUE D'UN ALAMBIC SOLAIRE HAUTE PERFORMANCE POUR LA PRODUCTION D'ETHANOL

NOMENCLATURE DE LA DEUXIEME PARTIE

| | | |
|-----------------|--|------------------------|
| σ_{Di}^R | : Efficacité thermique du distillateur. | (%) |
| σ_{Ec}^R | : Efficacité thermique de l'économiseur. | (%) |
| σ_{Cd}^R | : Efficacité thermique du condenseur. | (%) |
| G_C | : Débit massique de la vinasse alcoolisée à l'entrée du condenseur, voie 1'. | (kg.s ⁻¹) |
| G_D | : Débit massique du distillat à la sortie du condenseur, voie <i>D</i> ou <i>IV</i> . | (kg.s ⁻¹) |
| G_E | : Débit massique de la vinasse alcoolisée à l'entrée de l'économiseur, voie 1''. | (kg.s ⁻¹) |
| G_e | : Débit massique du fluide entrant dans le système | (kg.s ⁻¹) |
| G_{ethD} | : Taux d'éthanol dans le distillat produit. | (%) |
| G_{ethF} | : Taux d'éthanol dans le fermentât, voie 1. | (%) |
| G_{ethL} | : Taux d'éthanol dans le fluide en reflux du distillateur vers le bouilleur, voie <i>II</i> . | (%) |
| G_{ethR} | : Taux d'éthanol dans le résidu de la distillation. Voie <i>A</i> et <i>B</i> . | (%) |
| G_{ethV} | : Taux d'éthanol dans la vapeur produite par le bouilleur, voie <i>I</i> . | (%) |
| G_F | : Débit massique de la vinasse alcoolisée sortant du réservoir surélevé, voie 1. | (kg.s ⁻¹) |
| G_j | : Débit massique du fluide dans l'orifice <i>j</i> . | (kg.s ⁻¹) |
| G_L | : Débit massique du fluide en reflux du distillateur vers le bouilleur, voie <i>II</i> . | (kg.s ⁻¹) |
| G_R | : Débit massique du résidu à sortie du bouilleur, voie <i>A</i> . | (kg.s ⁻¹) |
| G_S | : Débit massique du fluide sortant du système | (kg.s ⁻¹) |
| G_V | : Débit massique de la vapeur d'éthanol venant du bouilleur, voie <i>I</i> . | (kg.s ⁻¹) |
| h_1 | : Enthalpie massique de la vinasse alcoolisée, voie 1. | (kJ.kg ⁻¹) |
| $h_{1'}$ | : Enthalpie massique de la vinasse alcoolisée à l'entrée du condenseur, voie 1'. | (kJ.kg ⁻¹) |
| $h_{1''}$ | : Enthalpie massique de la vinasse alcoolisée à l'entrée de l'économiseur, voie 1''. | (kJ.kg ⁻¹) |
| $h_{2'}$ | : Enthalpie massique de la vinasse alcoolisée à l'entrée du générateur de gradient de température, voie 2', à la sortie du condenseur. | (kJ.kg ⁻¹) |
| $h_{2''}$ | : Enthalpie massique de la vinasse alcoolisée à la sortie de | |

| | | |
|---------------------|---|------------------------|
| | l'économiseur (à l'entrée du bouilleur), <i>voie 2''</i> . | (kJ.kg ⁻¹) |
| h_3 | : Enthalpie massique de la vinasse alcoolisée préchauffée à la sortie du générateur de gradient de température, <i>voie 3'</i> , à l'entrée du bouilleur. | (kJ.kg ⁻¹) |
| h_A | : Enthalpie massique du résidu de la distillation, à la sortie du bouilleur, <i>voie A</i> . | (kJ.kg ⁻¹) |
| h_B | : Enthalpie massique du résidu de la distillation à la sortie de l'économiseur (contact thermique), <i>voie B</i> . | (kJ.kg ⁻¹) |
| h_I | : Enthalpie massique de la vapeur d'éthanol (mélange), <i>voie I</i> . | (kJ.kg ⁻¹) |
| h_{II} | : Enthalpie massique du fluide en reflux du distillateur vers le bouilleur <i>voie II</i> . | (kJ.kg ⁻¹) |
| h_{III} | : Enthalpie massique de la vapeur distillée (distillat), <i>voie III</i> . | (kJ.kg ⁻¹) |
| h_{IV} | : Enthalpie massique du distillat, <i>voie IV</i> . | (kJ.kg ⁻¹) |
| L_{vap} | : Chaleur de vaporisation du mélange éthanol-eau | (kJ.kg ⁻¹) |
| Q_E | : Chaleur de régénération | (kJ.kg ⁻¹) |
| $\dot{Q}_{e,Cd}$ | : Chaleur échangée par le condenseur avec le milieu extérieur. | (kJ) |
| $\dot{Q}_{e,Di,Gg}$ | : Chaleur échangée entre le distillateur et le générateur de gradient de température avec le milieu extérieur. | (kJ) |
| $\dot{Q}_{e,Ec}$ | : Chaleur échangée par l'économiseur avec le milieu extérieur. | (kJ) |
| $\dot{Q}_{S,Bo}$ | : Chaleur reçue par le bouilleur de l'extérieur. | (kJ) |
| $q_{e,Cd}$ | : Chaleur par unité de masse échangée par le condenseur avec le milieu extérieur. | (kJ.kg ⁻¹) |
| $q_{e,DiGg}$ | : Chaleur par unité de masse échangée entre le distillateur et le générateur de gradient de température avec le milieu extérieur. | (kJ.kg ⁻¹) |
| $q_{e,Ec}$ | : Chaleur par unité de masse échangée par l'économiseur avec le milieu extérieur. | (kJ.kg ⁻¹) |
| $q_{S,Bo}$ | : Chaleur par unité de masse reçue par le bouilleur de l'extérieur. | (kJ.kg ⁻¹) |
| W | : Chaleur totale consommée dans le bouilleur | (kJ.kg ⁻¹) |
| y_C | : Fraction massique de la vinasse alcoolisée à l'entrée du condenseur, <i>voie 1'</i> . | (%) |
| y_D | : Fraction massique du distillat (produit, éthanol), <i>voie D</i> . | (%) |
| y_E | : Fraction massique de la vinasse alcoolisée à l'entrée de l'économiseur, <i>voie 1''</i> . | (%) |
| y_e | : Fraction massique du fluide entrant du système | (%) |

| | | |
|----------------|---|-----|
| $Y_{eth,C}$ | : Fraction massique de l'éthanol dans le fermentât, <i>voie 1'</i> . | (%) |
| $Y_{eth,D}$ | : Fraction massique ou proportion d'éthanol dans le distillat, <i>voie D</i> . | (%) |
| $Y_{eth,L}$ | : Fraction massique d'éthanol dans le liquide en reflux du distillateur, <i>voie II</i> . | (%) |
| $Y_{eth,R}$ | : Fraction massique d'éthanol dans le résidu, <i>voie B</i> . | (%) |
| $Y_{eth,V}$ | : Fraction massique d'éthanol dans la vapeur, <i>voie I</i> . | (%) |
| Y_L | : Fraction massique du fluide en reflux du distillateur vers le bouilleur, <i>voie II</i> . | (%) |
| Y_R | : Fraction massique du résidu de distillation à la sortie du bouilleur, <i>voie A, B</i> . | (%) |
| y_S | : Fraction massique du fluide sortant du système | (%) |
| y_V | : Fraction massique de la vapeur à la sortie du bouilleur, <i>voie I</i> . | (%) |
| Θ_0 | : Température initiale de la vinasse alcoolisée. | (K) |
| $\Theta_{1'}$ | : Température de la vinasse alcoolisée de la <i>voie 1'</i> . | (K) |
| $\Theta_{1''}$ | : Température de la vinasse alcoolisée de la <i>voie 1''</i> . | (K) |
| $\Theta_{2'}$ | : Température de la vinasse alcoolisée de la <i>voie 2'</i> . | (K) |
| $\Theta_{2''}$ | : Température de la vinasse alcoolisée de la <i>voie 2''</i> . | (K) |
| Θ_A | : Température du résidu de distillation de la <i>voie A</i> . | (K) |
| Θ_{az} | : Température d'azéotrope du mélange eau-éthanol. | (K) |
| Θ_{II} | : Température de reflux de la <i>voie II</i> . | (K) |
| Θ_{III} | : Température de la vapeur d'éthanol de la <i>voie III</i> . | (K) |

CHAPITRE 1

PRESENTATION ET DESCRIPTION DU SYSTEME

1. Introduction

La première usine de chauffage solaire dans le monde a été construite par des immigrants juifs d'Afrique du Sud, en Ashqelon Israël en 1952. En 1980 une loi a été votée en Israël rendant le chauffage solaire obligatoire. Le processus de chauffage solaire est divisé en deux groupes : le chauffage solaire actif utilisant des pompes où se déplacent l'air ou le liquide du collecteur solaire dans le bâtiment ou région du stockage, et le chauffage solaire passif qui n'exige pas des matériels électriques ou mécaniques.

Actuellement, l'utilisation de l'énergie solaire comme source principale d'énergie dans le domaine de la distillation est encore sous exploitée. A cette occasion, nous avons pensé améliorer le système de distillation solaire existant en se basant sur l'utilisation d'un capteur solaire à tôle ondulée par rapport au capteur utilisé par certains chercheurs comme Anil K. Rajvanshi, 1991, A. T. Shawaqfeh, 1995, Vorayos N. et al. 2006, et A.A. El-Sebaii, 2009.

Notre système est conçu pour la séparation du mélange eau-éthanol. On sait qu'à la pression atmosphérique, la température d'ébullition de l'éthanol est d'environ de 78,15°C et celle de l'eau, de 100°C. La température du mélange peut aller jusqu'à 90°C dans le capteur tubulaire de chaleur (*heat pipe collector*) et 85°C dans le capteur plan (*flat plate collector*) pour une concentration de 45% en v/v d'éthanol, selon les résultats de Vorayos N. et al. 2006. Notre but est d'améliorer le système de distillation existant à partir de la nouvelle configuration proposée. Nous estimons obtenir des résultats plus intéressants en utilisant un capteur à tôle ondulée vu ses capacités de réception et d'accumulation de chaleur relativement élevées. De plus, les unités qui composent l'alambic ont été améliorées. La particularité de cet alambic solaire est qu'il fonctionne entièrement en énergie solaire, et qu'il n'existe pas de système d'appoint en énergie. De plus, le système de colonne de distillation est incorporé dans le distillateur (*Di*).

Dans ce chapitre, nous allons présenter l'alambic solaire haut performance et donner des descriptions des différentes unités qui constituent le système.

2. Description de l'alambic

L'alambic solaire est composé des éléments suivants :

- Un bouilleur solaire (**Bo**), qui, associé avec la vitre assure l'effet de serre dans la partie inférieure du système.
- Un distillateur (**Di**),
- Un générateur de gradient de température (**Gg**) qui a pour rôle d'uniformiser la température du fermentât avant d'arriver dans le bouilleur. Il constitue avec la vitre l'espace serre de la partie du système.
- Un condenseur (**Cd**) qui a pour rôle de condenser la vapeur venant du distillateur.
- Un économiseur (**Ec**) qui permet de récupérer la chaleur apportée par le résidu de distillation vers la sortie.
- Un réservoir (**Rg**) du fermentât.

La figure 1.1 représente le schéma de principe de l'alambic.

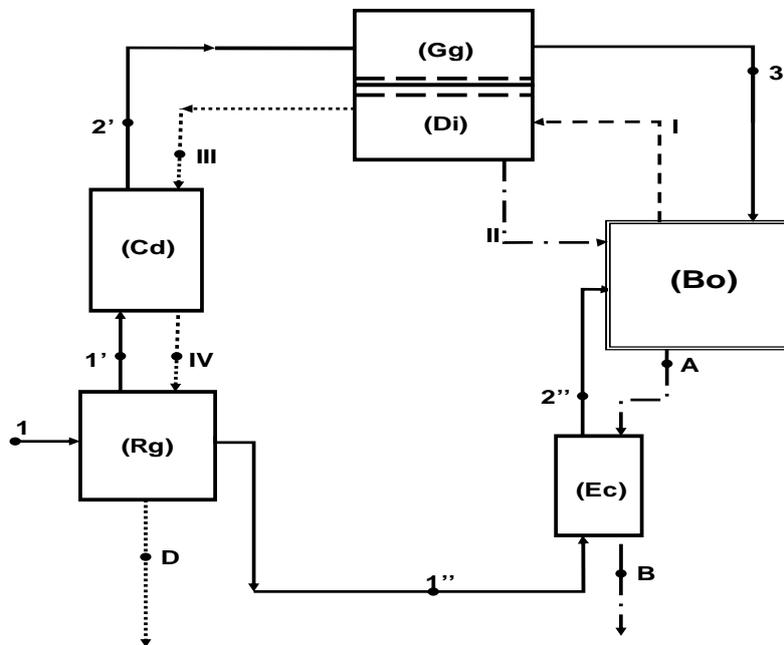


Figure 1.1. Schéma de principe de l'alambic

2.1. Le bouilleur

Le bouilleur solaire (**Bo**) en tôle ondulée, côté soleil, peint en noir, reçoit la vinasse alcoolisée préchauffée venant du générateur de gradient de température de débit massique G_C , voie $3'$, et venant de l'économiseur de débit massique G_E , voie $2''$, ainsi que le fluide en reflux venant du distillateur riche en composant le moins volatil de débit G_L , voie II , sous forme de reflux du distillateur. Ils sont portés à ébullition dans le bouilleur et se transforment en vapeur de débit G_V vers le distillateur, voie I . De plus, le bouilleur restitue le résidu de la distillation à faible taux d'alcool de débit

G_R vers la sortie à la voie **A**. La **figure 1.2** représente le flux de fluide entrant et le flux de fluide sortant.

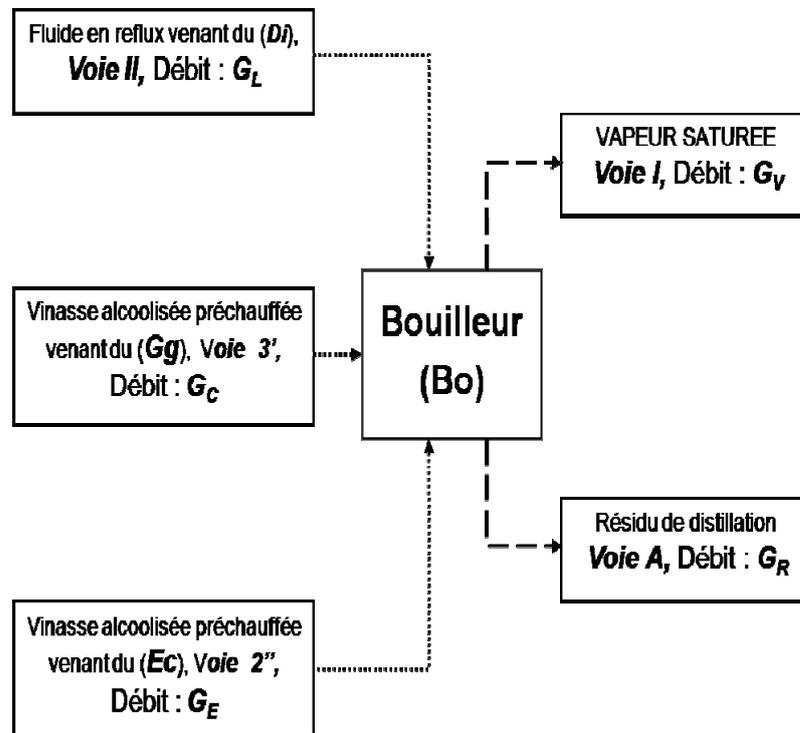


Figure 1.2. Schéma de principe du bouilleur solaire, le flux de fluide entrant (en pointillé) et le flux de fluide sortant (en ligne brisée).

2.2. Le distillateur et le générateur de gradient de température

Le distillateur (**Di**) constitue la colonne de distillation (**figure 1.3**). C'est à ce niveau que se trouve la condensation de vapeur qui élimine le composant le moins volatile, de débit G_L , de la vapeur saturée venant du bouilleur de débit G_v , **voie I**. Sa face supérieure est en contact avec le générateur de gradient de température (**Gg**). Ce contact constitue le refroidissement permanent du distillateur pour que la vapeur ait une concentration d'éthanol plus élevée à la sortie, **voie III**. Son débit massique est G_D .

Le générateur de gradient de température (**Gg**) est exposé au soleil et peint en noir pour pouvoir jouer le rôle d'absorbeur de flux solaire. Sa face inférieure est en contact avec le distillateur (**Di**) pour assurer le bon fonctionnement de la colonne de distillation envisagée. Il assure la répartition des vinasses qui y arrivent pour qu'elles possèdent la même température à la sortie du générateur. De plus, il préchauffe les vinasses alcoolisées avant d'entrer dans le bouilleur.

Le distillateur et le générateur de gradient de température constituent un échange de chaleur à contre-courant dont la surface d'échange est de forme ondulée.

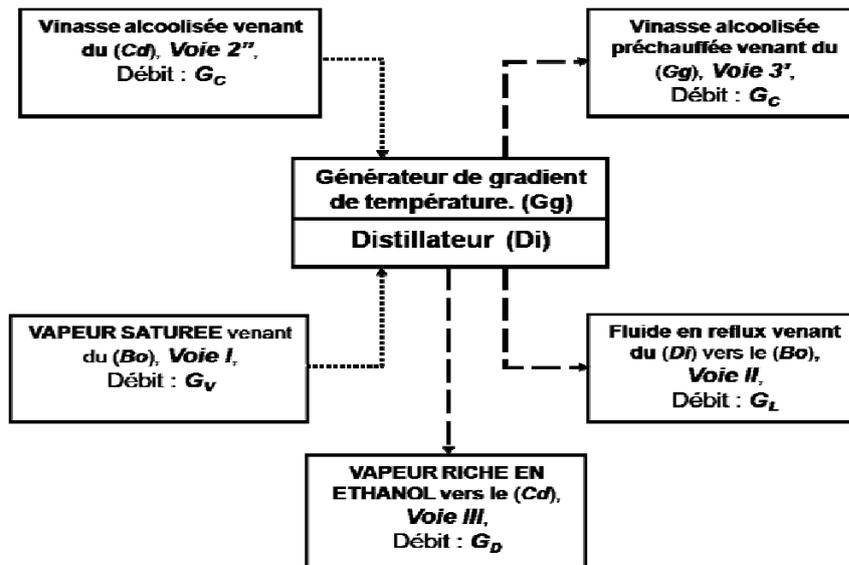


Figure 1.3. Schéma de principe du distillateur et du générateur de gradient de température, le flux de fluide entrant (en pointillé) et le flux de fluide sortant (en ligne brisée).

2.3. Le condenseur

Le condenseur transforme la vapeur d'éthanol venant du distillateur (colonne de distillation), **voie III**, en éthanol liquide appelé distillat. Il se comporte comme un échangeur de chaleur à contre-courant, le fluide froid est de la vinasse alcoolisée venant du réservoir de fermentât, **voie 1'**, et le fluide chaud est de la vapeur d'éthanol du distillateur. La **figure 1.4** montre le principe de fonctionnement du condenseur et le système de circulation des fluides au sein du condenseur.

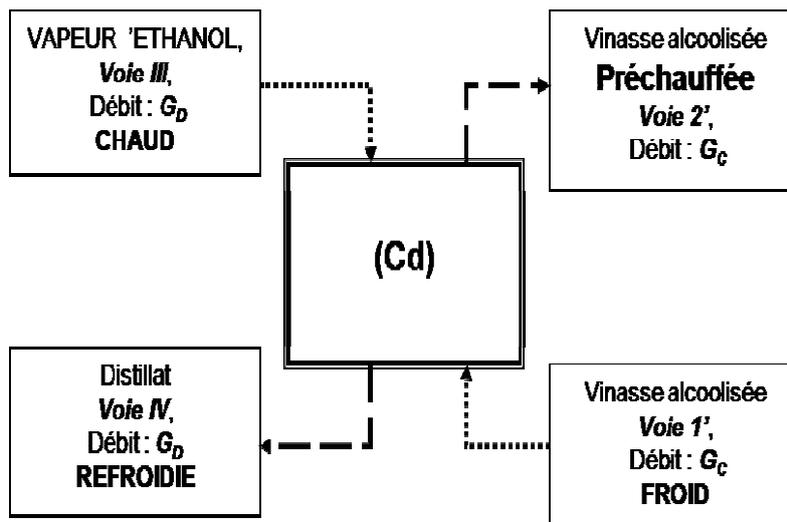


Figure 1.4. Schéma de principe du condenseur, le flux de fluide entrant (en pointillé) et le flux de fluide sortant (en ligne brisée).

2.4. L'économiseur

L'économiseur a le même principe que le condenseur. C'est un échangeur de chaleur à contre-courant dont le fluide chaud est celui de résidu de distillation, **voie A**, et le fluide froid est celui de la vinasse alcoolisée provenant du réservoir (**Rg**) de fermentât de débit G_E , **voie 1''**. La **figure 1.5** montre ce principe.

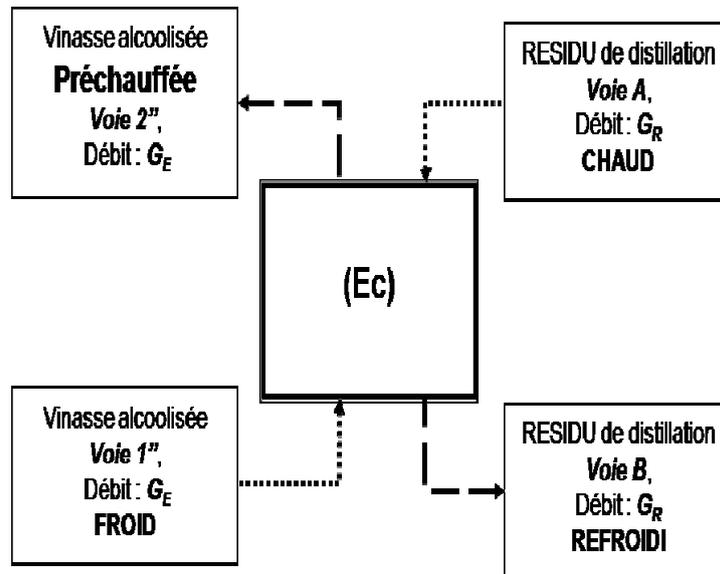


Figure 1.5. Schéma de principe de l'économiseur, le flux de fluide entrant (en pointillé) et le flux de fluide sortant (en ligne brisée).

2.5. Le réservoir du fermentât

Le réservoir du fermentât assure la distribution automatique de vinasse alcoolisée dans le système selon la fréquence de production de vapeur saturée dans le bouilleur. On remarque que le système fonctionne de manière semi-automatique tout en prévoyant une régulation du débit et de la température de la vapeur asservie en pression dans le bouilleur en vue du régime transitoire en particulier.

3. Coupe schématique de l'alambic solaire

Les **figures 1.6** et **1.7** représentent les coupes schématiques de l'alambic solaire haute performance.

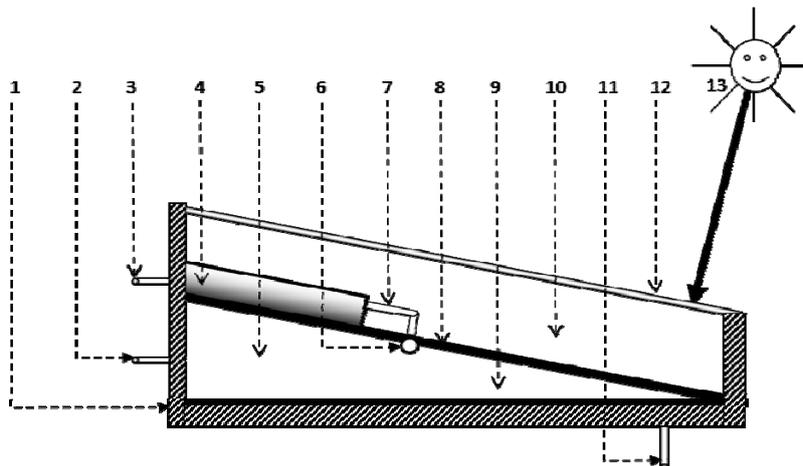


Figure 1.6. Coupe schématique de l'alambic solaire haute performance. Vue de face

Légende de la figure 1.6.

- 1 : Parois constituant le revêtement de l'alambic.
- 2 : Conduit de liaison entre le distillateur et le condenseur, **voie III**.
- 3 : Conduit de liaison entre le condenseur et le générateur de gradient de température, **voie 2'**.
- 4 : Générateur de gradient de température (**Gg**).
- 5 : Distillateur (**Di**)
- 6 : Vanne de liaison entre le conduit du générateur de gradient de température (**Gg**) et celui de l'économiseur (**Ec**).
- 7 : Conduits de sortie de fluide préchauffé du générateur de gradient de température.
- 8 : Tôle ondulée peinte en noire constituant l'absorbeur thermique au dessus du bouilleur.
- 9 : Bouilleur contenant de la vinasse.
- 10 : Espace serre.
- 11 : Conduit de sortie des résidus de la distillation.
- 12 : Vitre couvrant le système.
- 13 : Radiation solaire.

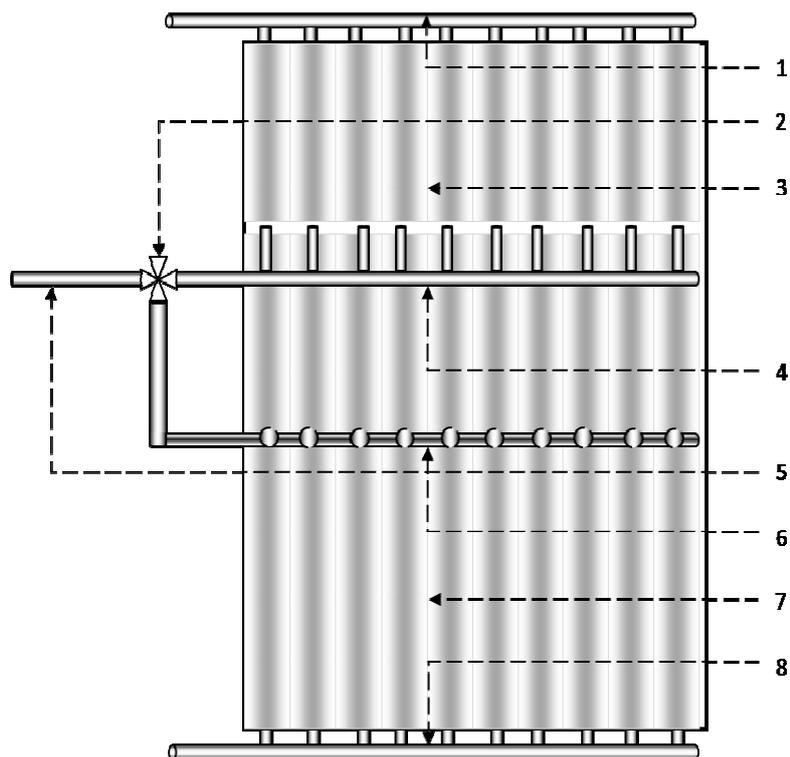


Figure 1.7. Coupe schématique de l'alambic solaire haute performance. Vue de haut

Légende de la figure 1.7.

- 1 : Conduit de liaison entre le condenseur (**Cd**) et le générateur de gradient de température (**Gg**), **voie 2'**.
- 2 : Vanne de liaison entre le conduit du générateur de gradient de température (**Gg**) et celui de l'économiseur (**Ec**).
- 3 : Générateur de gradient de température (**Gg**)
- 4 : Conduit de sortie de fluide préchauffé du générateur de gradient de température.
- 5 : Conduit de liaison entre l'économiseur (**Ec**) et le bouilleur (**Bo**), **voie 2''**.
- 6 : Répartiteur des vinasses alcoolisées préchauffées venant de l'économiseur (**Ec**) et du générateur de gradient de température (**Gg**).
- 7 : Bouilleur des vinasses (**Bo**).
- 8 : Conduits de sortie des résidus de la distillation, **voie A**.

CHAPITRE 2

MODELISATION DE L'ALAMBIC SOLAIRE HAUTE PERFORMANCE

1. Introduction

L'énergétique étudie les transformations d'énergie. Orienté vers les applications industrielles, le génie énergétique traite plus particulièrement des transformations ayant pour objectifs de produire de l'énergie mécanique (machine thermique) ou thermique (production de froid) et de réaliser des transformations physico-chimiques (procédé de séparation de mélange). Le terme procédé est employé de façon générique pour désigner le dispositif dans lequel s'opèrent les transformations du génie énergétique.

Dans ce chapitre, nous allons modéliser notre système en se basant sur les équations de bilan thermique et massique existant dans le système alambic.

2. Equations de bilan

On souhaite établir des équations de bilan valables dans un cadre aussi général possible. Considérons un système ouvert de j **orifices** (entrées et sorties) reliant le système aux autres milieux.

2.1. Régime transitoire

2.1.1 Bilan de masse

La loi de conservation de masse se traduit par l'équation suivante :

$$dM = \sum_{\text{orifice},j} dm_j \quad (2.1)$$

où m_j désigne la masse de chaque composant entrant ou sortant de l'orifice j .

Le bilan de masse est relatif à une espèce chimique en l'absence de la transformation chimique. Toutefois, le bilan (2.1) est toujours valable lorsqu'il est appliqué à la masse totale, M .

Sous forme temporelle, l'équation (2.1) devient :

$$\frac{dM}{dt} = \sum_{\text{orif. } j} G_j \quad (2.2)$$

2.1.2 Bilan d'énergie

Le système est ouvert mais sa frontière est supposée immobile. Le premier principe s'écrit :

$$dE = \delta W_{fe} + \delta Q_e + \sum_{\text{orifi. } j} dE_j \quad (2.3)$$

δW_{fe} : Travail élémentaire des forces extérieures

δQ_e : Chaleur échangée, à travers la frontière, avec le milieu extérieur

dE_j : Energie totale transférée par l'orifice j .

En divisant l'équation (2.3) par dt, on aura une nouvelle expression telle que :

$$\frac{dE}{dt} = \dot{W}_j + \dot{Q}_e + \sum_{\text{orifi. } j} h_j^* G_j \quad (2.4)$$

$\frac{dE}{dt}$: Taux de variation de l'énergie totale du système (W)

\dot{Q}_e : Puissance thermique échangée avec le milieu extérieur (traversant la frontière), (W).

\dot{W}_j : Puissance mécanique indiquée (produites par les parois mobiles), (W)

$\sum_{\text{orifi. } j} h_j^* G_j$: Puissance enthalpique de transfert (transférée par les orifices), (W).

2.1. Régime permanent

A partir de la théorie des procédés industriels, en supposant que le système est ouvert et la transformation chimique est négligeable, d'après le premier principe, le bilan de masse

et le bilan d'énergie, en forme temporelle, s'écrivent selon l'équation (2.5) et (2.9). Les grandeurs M , E , S associées au système sont des constantes.

2.2.1 Bilan de masse

La forme temporelle du bilan de masse (2.2) devient, avec les propriétés caractéristiques des procédés :

$$0 = \sum_j G_j \quad (2.5)$$

En regroupant tous les termes de même signe, on fait apparaître le débit G stationnaire traversant le procédé :

$$G = \sum_{\text{entr}} G_e = -\sum_{\text{sort}} G_s > 0 \quad (2.6)$$

La relation (2.6) permet d'introduire la fraction massique y_j du flux transféré par l'orifice j dans le flux total traversant le procédé :

$$y_j = \frac{|dm_j|}{\sum_{\text{entr}} dm_j} \quad (2.7)$$

En pratique deux formes sont utilisées pour les équations de bilan : la forme temporelle obtenue en divisant par dt et la forme obtenue en divisant par dm .

La forme massique de l'équation de bilan de masse est :

$$1 = \sum_{\text{entr}} y_e \quad (2.8)$$

2.2.2 Bilan d'enthalpie

En lui appliquant la définition des procédés, l'équation temporelle du bilan d'énergie (2.4) devient une équation du bilan d'enthalpie de transfert dont la forme temporelle est :

$$H_{\text{sortr}}^* - H_{\text{entr}}^* = \dot{W}_j + \dot{Q}_e \quad (2.9)$$

Où,

$$H_{\text{sort}}^* = \sum_{\text{sortant}} h_s^* G_s \quad : \quad \text{Puissance enthalpique sortant du système}$$

$$H_{\text{entr}}^* = \sum_{\text{entrant}} h_e^* G_e \quad : \quad \text{Puissance enthalpique entrant dans le système}$$

Sa forme massique est :

$$h_{\text{sortr}}^* - h_{\text{entr}}^* = w_j + q_e \quad (2.10)$$

$$h_{\text{sort}}^* = \sum_{\text{sortant}} h_s^* y_s \quad : \quad \text{Enthalpie massique sortant du système}$$

$$h_{\text{entr}}^* = \sum_{\text{entrant}} h_e^* y_e \quad : \quad \text{Enthalpie massique entrant du système}$$

3. Modélisation de l'alambic

Afin de modéliser notre système alambic solaire, nous allons utiliser les équations du bilan d'enthalpie (2.10) et du bilan de masse (2.6). En appliquant ces équations au sous-système suivant : (**Rg**) le réservoir de vinasse alcoolisée, (**Cd**) le condenseur de vapeur, (**Ec**) l'économiseur, (**Di**), (**Gg**) le distillateur et le générateur de gradient de température ainsi que (**Bo**) le bouilleur.

3.1. Bilans d'énergie

1.1.1. Au sein du réservoir de vinasse alcoolisée

$$h_1 = h_{1'} = h_{1''} \quad (2.11)$$

1.1.2. Au sein du condenseur

$$[G_D h_{IV} + G_C h_{2'}] - [G_D h_{III} + G_C h_{1'}] = \dot{Q}_{e,Cd} \quad (2.12)$$

(2.12) nous donne :

$$G_D (h_{IV} - h_{III}) = G_C (h_{1'} - h_{2'}) + \dot{Q}_{e,Cd} \quad (2.13)$$

Sous forme massique, l'équation (2.13) devient :

$$y_D (h_{IV} - h_{III}) = y_C (h_{1'} - h_{2'}) + q_{e,Cd} \quad (2.14)$$

1.1.3. A sein de l'économiseur

$$[G_E h_{2''} + G_R h_B] - [G_E h_{1''} + G_R h_A] = \dot{Q}_{e,Ec} \quad (2.15)$$

(2.15) nous donne :

$$G_E (h_{2''} - h_{1''}) = G_R (h_A - h_B) + \dot{Q}_{e,Ec} \quad (2.16)$$

Sous forme massique, l'équation (2.16) a pour nouvelle expression :

$$y_E (h_{2''} - h_{1''}) = y_R (h_A - h_B) + q_{e,Ec} \quad (2.17)$$

1.1.4. Au sein du distillateur et au sein du générateur de gradient de température

$$[G_D h_{III} + G_C h_{3'} + G_L h_{II}] - [G_V h_I + G_C h_{2'}] = \dot{Q}_{e,Di,Gg} \quad (2.18)$$

On regroupe les termes semblables et on a :

$$G_D h_{III} + G_L h_{II} - G_V h_I = G_C (h_{2'} - h_{3'}) + \dot{Q}_{e,Di,Gg} \quad (2.19)$$

Sous forme massique, (2.19) s'écrit :

$$y_D h_{III} + y_L h_{II} - y_V h_I = y_C (h_{2'} - h_{3'}) + q_{e,Di,Gg} \quad (2.20)$$

1.1.5. Au sein du bouilleur

$$[G_V h_I + G_R h_A] - [G_C h_{3'} + G_E h_{2''} + G_L h_{II}] = \dot{Q}_{S,Bo} \quad (2.21)$$

(2.21) s'écrit sous une autre expression comme suit :

$$G_V h_I + G_R h_A - G_C h_{3'} - G_E h_{2''} - G_L h_{II} = \dot{Q}_{S,Bo} \quad (2.22)$$

On divise (2.22) par la masse totale de la vinasse alcoolisée du (**Rg**) et s'écrit :

$$y_V h_I + y_R h_A - y_C h_{3'} - y_E h_{2''} - y_L h_{II} = q_{S,Bo} \quad (2.23)$$

3.2. Bilans de masse totale

Le bilan de masse totale se traduit par le bilan des débits de fluides pour chaque unité du système considéré.

3.2.1. Au sein du réservoir

$$G_F = G_C + G_E \quad (2.24)$$

3.2.2. Au sein du bouilleur

$$G_F + G_L = G_R + G_V \quad (2.25)$$

3.2.3. Au sein du distillateur

$$G_V = G_D + G_L \quad (2.26)$$

Le bilan de masse totale nous conduit à écrire les systèmes d'équations suivantes :

$$G_E = G_F - G_C \quad (2.27)$$

$$G_L = G_V - G_D \quad (2.28)$$

$$G_R = G_F - G_D \quad (2.29)$$

et

$$y_E = 1 - y_C \quad (2.30)$$

$$y_L = y_V - y_D \quad (2.31)$$

$$y_R = y_F - y_D \quad (2.32)$$

3.3. Bilans de masse d'éthanol

3.3.1. Au sein du système

Nous allons adopter la relation qui donne le bilan en éthanol au sein du système.

$$G_{\text{ethF}} = G_{\text{ethD}} + G_{\text{ethR}} \quad (2.33)$$

On divise par G_F la relation (2.33), et on obtient :

$$\frac{G_{\text{ethF}}}{G_F} y_F = \frac{G_{\text{ethD}}}{G_D} y_D + \frac{G_{\text{ethR}}}{G_R} y_R \quad (2.34)$$

Avec $y_F=1$. Fraction massique de la vinasse alcoolisée du réservoir (R_g).

L'expression finale sous forme massique s'écrit :

$$y_{\text{ethF}} = y_{\text{ethD}} y_D + y_{\text{ethR}} y_R \quad (2.35)$$

3.3.2. Au sein du distillateur

L'équation de bilan en éthanol s'écrit :

$$G_{\text{ethV}} = G_{\text{ethD}} + G_{\text{ethL}} \quad (2.36)$$

En divisant par G_F , la relation (2.36) devient :

$$\frac{G_{\text{ethV}}}{G_V} y_V = \frac{G_{\text{ethD}}}{G_D} y_D + \frac{G_{\text{ethL}}}{G_L} y_L \quad (2.37)$$

Finalement, la relation (2.37) a pour expression :

$$y_{\text{ethV}} y_V = y_{\text{ethD}} y_D + y_{\text{ethL}} y_L \quad (2.38)$$

4. Résolution du problème

4.1. Présentation des systèmes d'équations

Nous allons regrouper les équations nécessaires à la résolution du problème en système d'équations. À partir des relations (2.14), (2.17), (2.20), (2.23), nous aurons le premier système d'équations et le deuxième sera obtenu à partir des relations (2.35) et (2.38).

$$\left\{ \begin{array}{l} y_D (h_{IV} - h_{III}) = y_C (h_{I'} - h_{2'}) + q_{e,Cd} \quad (2.39a) \\ y_E (h_{2''} - h_{I''}) = y_R (h_A - h_B) + q_{e,Ec} \quad (2.39b) \\ y_D h_{III} + y_L h_{II} - y_V h_I + = y_C (h_{2'} - h_{3'}) + q_{e,Di,Gg} \quad (2.39c) \\ y_V h_I + y_R h_A - y_C h_{3'} - y_E h_{2''} - y_L h_{II} = q_{S,Bo} \quad (2.39d) \end{array} \right.$$

$$\left\{ \begin{array}{l} y_{\text{ethF}} - y_{\text{ethR}} = y_D (y_{\text{ethD}} - y_{\text{ethR}}) \\ y_V (y_{\text{ethV}} - y_{\text{ethL}}) = y_D (y_{\text{ethD}} - y_{\text{ethL}}) \end{array} \right. \quad (2.40a)$$

$$(2.40b)$$

4.2. Contraintes de fonctionnement

On parle d'échange thermique au sein de l'économiseur, du condenseur ainsi qu'au sein du distillateur. Par hypothèses, on néglige les fuites thermiques. Les efficacités thermiques sont calculées à partir de la formule établie par Leontiev, 1985.

4.2.1. Efficacité de l'économiseur

Elle est définie par :

$$\sigma_{\text{Ec}}^{\text{R}} = \frac{h_{2''} - h_{1''}}{h_{2''}^* - h_{1''}} \quad (2.41)$$

Avec

$$h_{2''}^* = h_{2''}(\theta_A) \quad (2.42)$$

4.2.2. Efficacité du condenseur

Elle est définie par :

$$\sigma_{\text{Cd}}^{\text{R}} = \frac{h_{2'} - h_{1'}}{h_{2'}^* - h_{1'}} \quad (2.43)$$

Avec

$$h_{2'}^* = h_{2'}(\theta_{\text{III}}) \quad (2.44)$$

4.2.3. Efficacité du distillateur

Elle est définie par :

$$\sigma_{\text{Di}}^{\text{R}} = \frac{h_{3'} - h_{2'}}{h_{3'}^* - h_{2'}} \quad (2.45)$$

En prenant,

$$h_{3'}^* = h_{3'}(\theta_{II}) \quad (2.46)$$

4.2.4. Contraintes de fonctionnement

Les paramètres suivants sont donnés ou imposés selon les cas envisagés.

Le taux d'alcoolisation des levures ou vinasse alcoolisée (y_{fe}) est donné.

$$Y_{fe} = Y_{eth,F} \quad (2.47)$$

Le taux d'alcoolisation de l'éthanol de bonne qualité (y_f) est imposé.

$$Y_f = Y_{eth,D} \quad (2.48)$$

La température initiale de la vinasse alcoolisée (θ_0) est donnée et on a la condition d'équilibre thermique suivante au sein du bouilleur :

$$\theta_{I'} = \theta_{I''} = \theta_0 \quad (2.49)$$

$$\theta_A = \theta_I = \theta_{II} \quad (2.50)$$

L'efficacité du condenseur, de l'économiseur, du distillateur sont données à partir de la configuration voulue de matériels de construction.

4.3. Techniques de résolution du problème

4.3.1. Calcul des enthalpies

$$h_{I'} = h_L(\theta_0, y_{fe}) \quad (2.51)$$

$$h_{I''} = h_L(\theta_0, y_{fe}) \quad (2.52)$$

$$h_{III} = h_V(\theta_{az}, y_{az}) \quad (2.53)$$

Pour $\theta_{III} = \theta_{az}$

$$h_{2'}^* = h_L(\theta_{az}, y_{fe}) \quad (2.54)$$

Pour θ donnée,

$$h_{2''}^* = h_{2''}(\theta, y_{fe}) \quad (2.55)$$

$$h_{3'}^* = h_{3'}(\theta, y_{fe}) \quad (2.56)$$

$$h_A = h_L(\theta, y_{ethR}) \quad (2.57)$$

$$h_I = h_V(\theta, y_{ethV}) \quad (2.58)$$

$$h_{II} = h_L(\theta, y_{ethL}) \quad (2.59)$$

$h_{2''}$ est calculée à partir de la relation (2.41).

$h_{2'}$ est calculée à partir de la relation (2.43).

$h_{3'}$ est calculée à partir de la relation (2.45).

4.3.2. Calcul des fractions massiques

Pour θ donnée,

$$y_V(\theta) = y_{eth,I} = y_{eth,V} \quad (2.60)$$

$$y_L(\theta) = y_{eth,II} = y_{eth,L} \quad (2.61)$$

Les fractions massiques suivantes sont déduites à partir de la relation

La fraction massique y_D est déduite de la relation (2.40a)

La fraction massique y_V est déduite de la relation (2.40b)

En général, les fractions massiques du mélange s'obtiennent à partir de la courbe de saturation isobare. Un programme écrit en MATLAB qui permet de calculer ces données sera envisagé.

4.3.3. Chaleur de régénération

La performance de l'alambic repose sur la régénération de la chaleur perdue par le résidu de distillation, la chaleur du fluide sortant du générateur de gradient de température, la chaleur de fluide en reflux sortant du distillateur. On note Q_E cette chaleur. La relation suivante nous permet de déterminer Q_E .

$$W = q_{S,BO} + Q_E \quad (2.62a)$$

$$\text{Avec} \quad Q_E = h_{II} + h_{3'} + h_{2''} \quad (2.62b)$$

4.3.4. Résolution des systèmes d'équations

Le système d'équations (2.39) peut se mettre sous la forme matricielle suivante :

$$\begin{bmatrix} h_{2'} - h_{1'} & 0 & y_D & 0 \\ -h_{2''} + h_{1''} & 1 - y_D & 0 & 0 \\ h_{3'} - h_{2'} & 0 & 0 & 0 \\ h_{2''} - h_{3'} & 0 & 0 & -1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} y_C \\ h_B \\ h_{IV} \\ q_{s,Bo} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} q_{e,Cd} + y_D h_{III} \\ q_{e,Ec} - h_{2''} + h_{1''} + (1 - y_D) h_A \\ y_D (h_{II} - h_{III}) - y_V (h_{II} - h_I) + q_{e,DiGg} \\ -y_D (h_{II} - h_A) - y_V (h_I - h_{II}) - h_A + h_{2''} \end{bmatrix} \quad (2.63)$$

Pour chaque valeur de θ , une solution complète satisfaisant aux contraintes de bon fonctionnement de l'alambic solaire sera obtenue.

CHAPITRE 3

PRESENTATION DES RESULTATS THEORIQUES ET DISCUSSIONS

1. Introduction

Dans cette partie, nous allons présenter les résultats théoriques issus du modèle basé sur l'établissement de bilan d'énergie, de masse et de masse d'éthanol du système. La représentation des résultats se subdivise en trois parties :

- La première partie concerne l'évolution des paramètres d'entrée et de sortie du système à noter, la chaleur apportée au bouilleur, q_{SBO} , la fraction massique de la vinasse alcoolisée de la **voie 1'** du condenseur, y_C , l'enthalpie massique du résidu de la distillation à la sortie de l'économiseur, h_B , et l'enthalpie massique du distillat à la sortie du condenseur, **voie IV**.
- La deuxième partie représente l'effet de la régénération énergétique du système alambic solaire haute performance tout en étudiant l'influence de divers paramètres énergétiques du système.
- finalement, la dernière partie nous montrera l'optimisation énergétique du système.

En effet, nous allons étudier l'influence des paramètres mis en jeu sur l'évolution du comportement du système.

2. Evolution des paramètres d'entrée et de sortie du système

Ces paramètres se subdivisent en paramètres d'entrée du système, q_{SBO} et y_C , et en paramètres de sorties, h_B et h_{IV} . On analyse l'influence de paramètres d'entrée sur l'évolution des paramètres de sorties du système.

2.1. Evolution de la chaleur apportée au bouilleur, q_{SBO} .

Nous avons adopté les conditions suivantes :

- Concentration du distillat obtenu : 95%.
- Température initiale de la vinasse alcoolisée : 20°C.

- Efficacité thermique du condenseur : 21.59%.
- Efficacité thermique de l'économiseur : 55%.
- Efficacité thermique du distillateur-générateur de gradient de température : 80%.
- La température du fermentât : 20°C

La **figure 3.1** permet de conclure que, la chaleur apportée au bouilleur, q_{sbo} , augmente en fonction de la température du mélange.

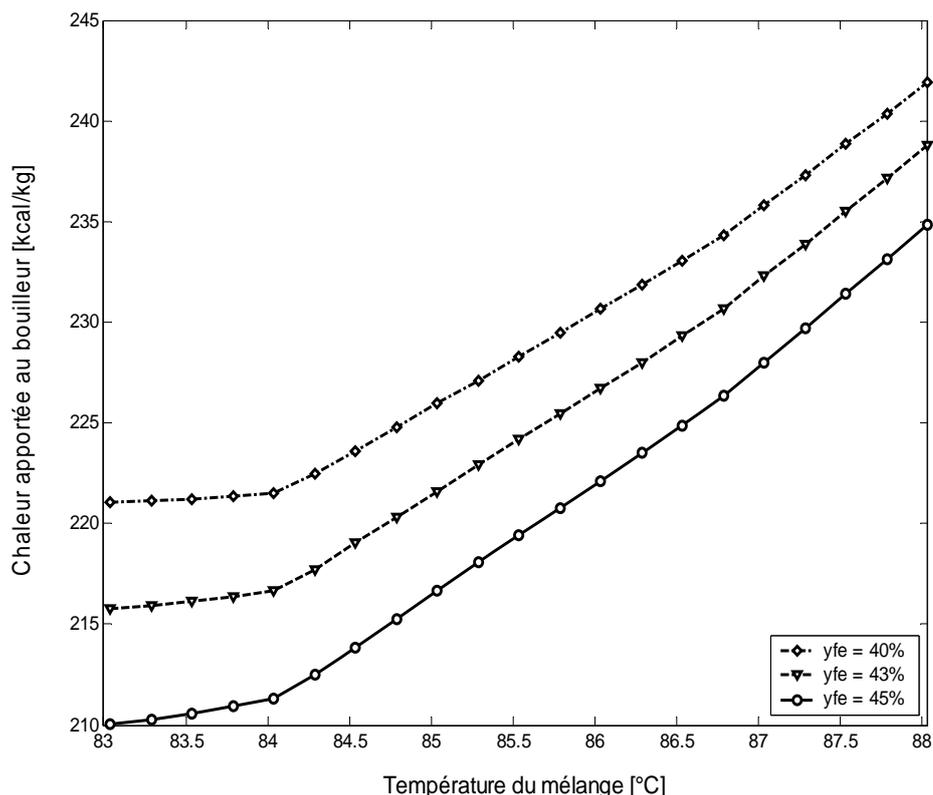


Figure 3.1. Evolution de la chaleur apportée au bouilleur en fonction de la température du mélange à plusieurs valeurs de la concentration du fermentât.

En outre, la chaleur apportée au bouilleur, q_{sbo} , est une fonction décroissante de la concentration du fermentât. Ce qui montre que le mélange à concentration en éthanol plus grande se réchauffe plus rapidement. Alors que le mélange à faible taux d'alcoolisation nécessite un apport d'énergie plus élevé pour se bouillir (**tableau 3.1**). Pour des températures inférieures à 84°C, l'apport énergétique du bouilleur reste quasiment constant.

Le **tableau 3.1** représente la température d'ébullition d'un mélange en fonction de sa concentration, donnée par Perry, 1987.

Tableau 3.1. Température d'ébullition correspondant à la concentration du mélange.

| | | | |
|--------------------------------------|---------|-------|-------|
| Concentration du fermentât, en % g/g | 40 | 43 | 45 |
| Température d'ébullition, °C | 83,0981 | 82,75 | 82,53 |

2.2. Evolution de la fraction massique de la vinasse alcoolisée, y_c .

Dans le cas pratique, la chaleur apportée au bouilleur pourrait être très élevée selon le taux d'ensoleillement du site d'implantation de l'alambic solaire. A cet effet, nous avons prévu un système de refroidissement automatique à partir de la fraction massique du fermentât, y_c .

Les **figures 3.2, 3.3, 3.4** représentent l'évolution de y_c en fonction de la température du mélange, de la chaleur apportée au bouilleur ainsi que de l'enthalpie du distillat à la sortie du condenseur.

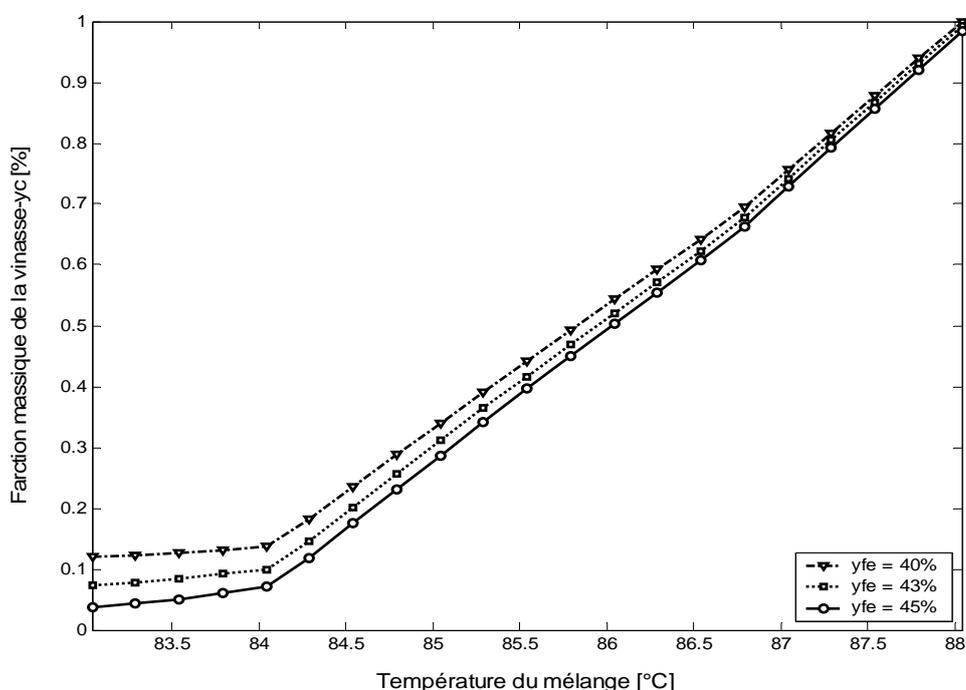


Figure 3.2. Evolution de la fraction massique de la vinasse alcoolisée à l'entrée du condenseur en fonction de la température du mélange à plusieurs valeurs de la concentration du fermentât, y_{fe} .

La **figure 3.2** permet de conclure que la fraction massique de la vinasse alcoolisée, y_c , augmente systématiquement en fonction de la température du mélange. Par contre, elle est une fonction décroissante de la concentration initiale en éthanol du fermentât, y_{fe} .

De plus, y_c augmente avec la chaleur apportée au bouilleur, **figure 3.3**. Cela montre que y_c joue deux rôles très importants tels que le refroidissement du système au moment où l'apport de chaleur, q_{sbo} , serait élevé, et, que y_c assure la régénération de l'énergie quand l'apport énergétique de l'extérieur est faible. L'efficacité de y_c dépend de l'échange de chaleur au niveau du condenseur et surtout au niveau du générateur de gradient de température qui reçoit directement la puissance radiative sur sa face supérieure et qui transmet la chaleur par échange thermique par conduction vers la vinasse alcoolisée de fraction massique y_c . En d'autres termes, plus le passage de la vinasse alcoolisée dans le générateur de gradient de température est plus rapide, plus la chaleur reçue diminue. Ce qui confirme le refroidissement du mélange dans le bouilleur. Nous relevons que le débit massique du fermentât est réglable automatiquement en fonction de la pression générée à partir de la pression de la vapeur produite dans le bouilleur. Ce phénomène dépend de l'apport énergétique provenant de l'extérieur. Par contre, la pression diminue en fonction de l'enthalpie du distillât (**figure 3.4**).

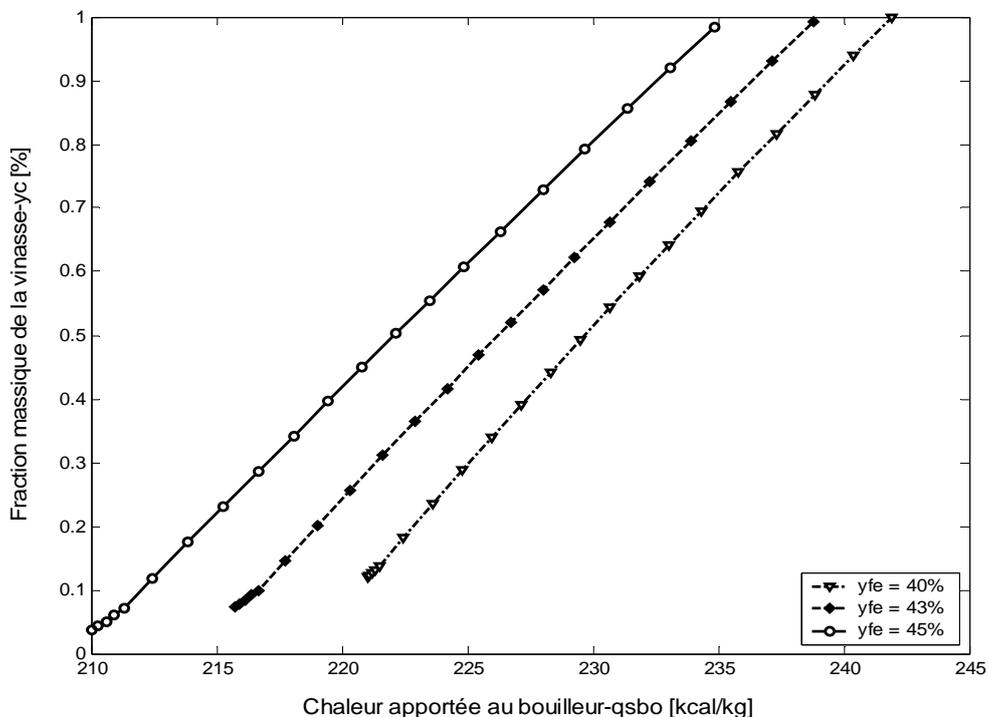


Figure 3.3. Evolution de la fraction massique de la vinasse alcoolisée à l'entrée du condenseur en fonction de la chaleur apportée au bouilleur pour différentes valeurs de la concentration du fermentât, y_{fe} .

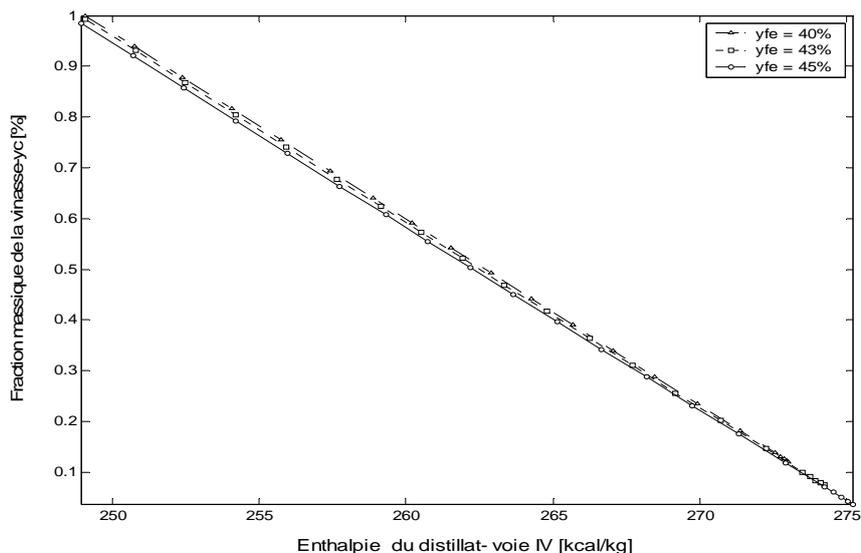


Figure 3.4. Evolution de la fraction massique de la vinasse alcoolisée à l'entrée du condenseur en fonction de l'enthalpie massique du distillat h_{IV} , **voie IV**, pour différentes valeurs de la concentration du fermentât, y_{fe} .

2.3. Evolution de l'enthalpie du résidu de distillation de la voie B, h_B

Les **figures 3.5 et 3.6** représentent l'influence de la température du mélange dans le bouilleur et l'influence de la chaleur apportée au bouilleur sur l'évolution de l'enthalpie du résidu de distillation. Cette enthalpie h_B constitue la perte énergétique à la sortie de l'économiseur après avoir récupéré une certaine quantité de chaleur perdue dans la voie A, d'enthalpie h_A .

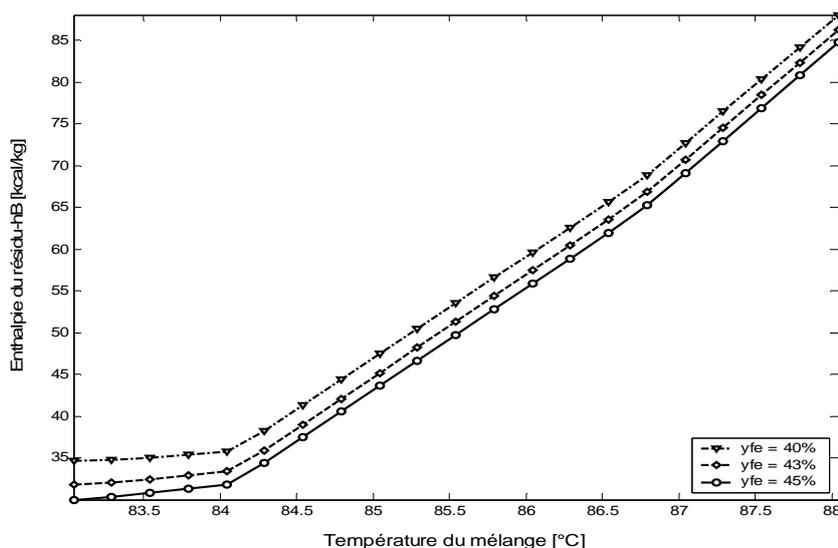


Figure 3.5. Evolution de l'enthalpie du résidu de distillation de la voie B en fonction de la température du mélange pour différentes valeurs de la concentration du fermentât, y_{fe} .

La **figure 3.5** permet de conclure que l'enthalpie du résidu h_B est une en fonction croissante de la température. Mais, cette augmentation n'est pas très significative jusqu'à la température de 84°C. À partir de cette température, l'augmentation est proportionnelle à la température du mélange. Cela signifie que la perte d'énergie vers l'extérieure dépend de l'augmentation de la température du bouilleur. Mais, cette perte d'énergie diminue si la concentration du mélange augmente.

La **figure 3.6** nous permet de dire que l'enthalpie du résidu de la voie B est une fonction croissante de la chaleur apportée au bouilleur, pour des mélanges caractérisés par une même perte de chaleur vers l'extérieur, le mélange à faible concentration nécessite plus d'apport de chaleur par rapport aux autres mélanges. En conclusion, le mélange à faible concentration provoque une perte importante dans le résidu de la distillation comme la montre la **figure 3.6**.

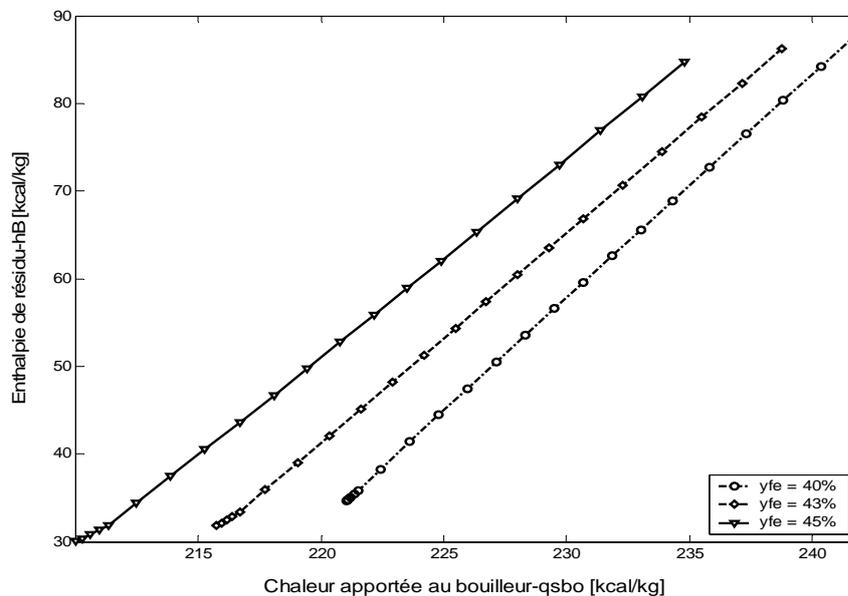


Figure 3.6. Evolution de l'enthalpie du résidu de distillation de la voie B en fonction de la chaleur apportée au bouilleur pour différentes valeurs de la concentration du fermentât, y_{fe} .

2.4. Evolution de l'enthalpie massique du distillat h_{IV} , voie IV

On considère deux figures pour étudier l'évolution de l'enthalpie du distillat, à savoir, la **figure 3.7** qui représente l'évolution en fonction de la température du mélange, et, la **figure 3.8** qui indique l'évolution de l'enthalpie du distillat en fonction de l'apport de chaleur du bouilleur.

Les variations de l'enthalpie du distillat est très lente jusqu'à la température de 84°C (**figure 3.7**). Ce qui signifie que la vapeur n'est pas entièrement condensée dans le condenseur.

Au-delà de 84°C, sa diminution en fonction de la température est très importante, c'est-à-dire qu'il y a condensation de presque la totalité de la vapeur.

La **figure 3.8** montre que l'enthalpie du distillat diminue en fonction de la chaleur du bouilleur. Par contre, elle est d'autant plus élevée que la concentration du mélange est petite, de 40%.

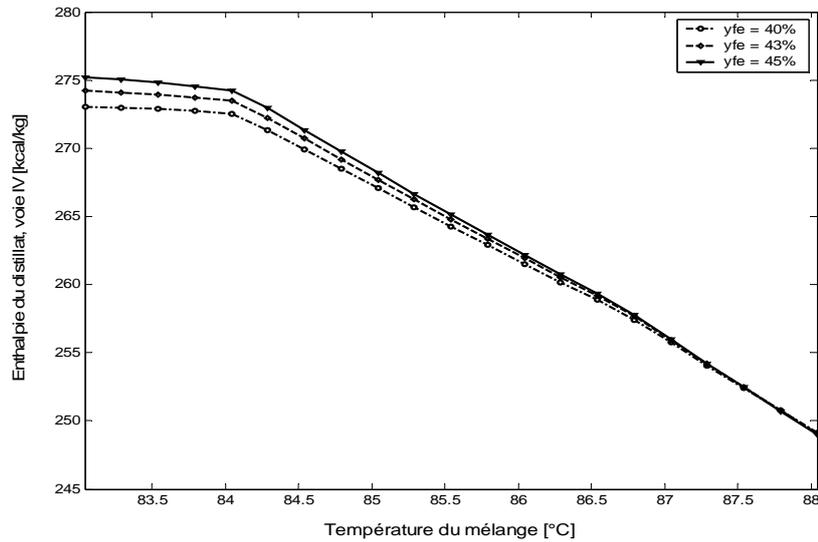


Figure 3.7. Evolution de l'enthalpie du résidu de distillation de la voie B en fonction de la chaleur apportée au bouilleur pour différentes valeurs de la concentration du fermentât, y_{fe} .

Les paramètres de sortie, h_B et h_{IV} , du programme de calcul dépendent des paramètres d'entrées, q_{SBO} et y_C .

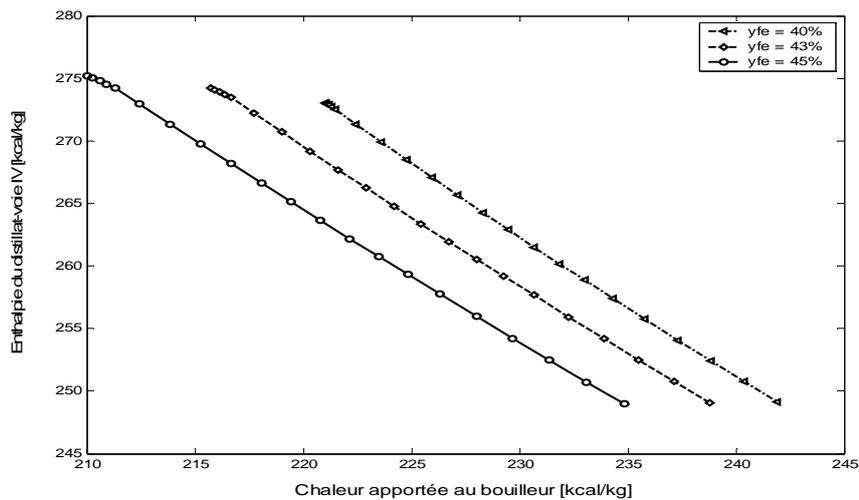


Figure 3.8. Evolution de l'enthalpie du résidu de distillation de la voie B en fonction de la chaleur apportée au bouilleur pour différentes valeurs de la concentration du fermentât, y_{fe} .

3. La régénération énergétique

En général, le phénomène de régénération débute au moment où le bouilleur commence à libérer de la vapeur d'éthanol et que la production du distillat se déclenche. Dans ce cas, le système est pleinement fonctionnel.

On étudie l'influence des paramètres d'entrée sur les paramètres de la régénération énergétique pour pouvoir en déduire l'importance de la régénération.

3.1. Evolution de l'enthalpie massique de la vinasse sortant du générateur de gradient de température (Gg) de la voie 3', $h_{3'}$

Depuis le réservoir de la vinasse alcoolisée ou fermentât (Rg), la vinasse passe dans le condenseur, et puis dans le générateur de gradient de température pour être préchauffée. A la sortie, l'enthalpie massique de la vinasse alcoolisée est notée $h_{3'}$.

La **figure 3.9** nous montre l'évolution de $h_{3'}$ en fonction de la température du mélange. Elle augmente avec la température du mélange. Mais, pour un mélange à faible concentration, elle est plus grande.

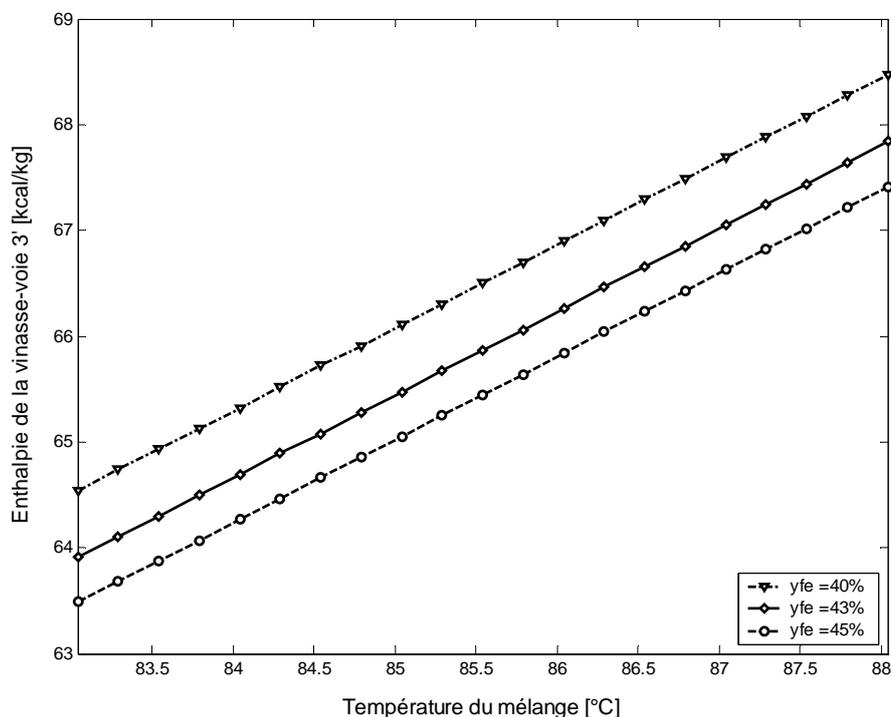


Figure 3.9. Evolution de l'enthalpie de la vinasse de la voie 3' en fonction de la température du mélange pour différentes valeurs de la concentration du fermentât, y_{fe} .

3.2. Evolution de l'enthalpie massique de la vinasse sortant de l'économiseur (Ec) de la voie 2'', $h_{2''}$

Comme dans le paragraphe 3.1, une partie de la vinasse alcoolisée venant du réservoir passe dans l'économiseur pour être préchauffée, et à la sortie, la vinasse préchauffée entre dans le bouilleur. Cette enthalpie est notée $h_{2''}$. On observe dans la **figure 3.10** que l'enthalpie massique de la vinasse, $h_{2''}$, augmente linéairement avec la température du mélange. En outre, elle dépend de la concentration de la vinasse alcoolisée et la chaleur dans le bouilleur, et surtout celle qui est perdue dans la vinasse désalcoolisée de la voie **A**, récupérée à l'aide de l'économiseur sous forme d'échange de chaleur.

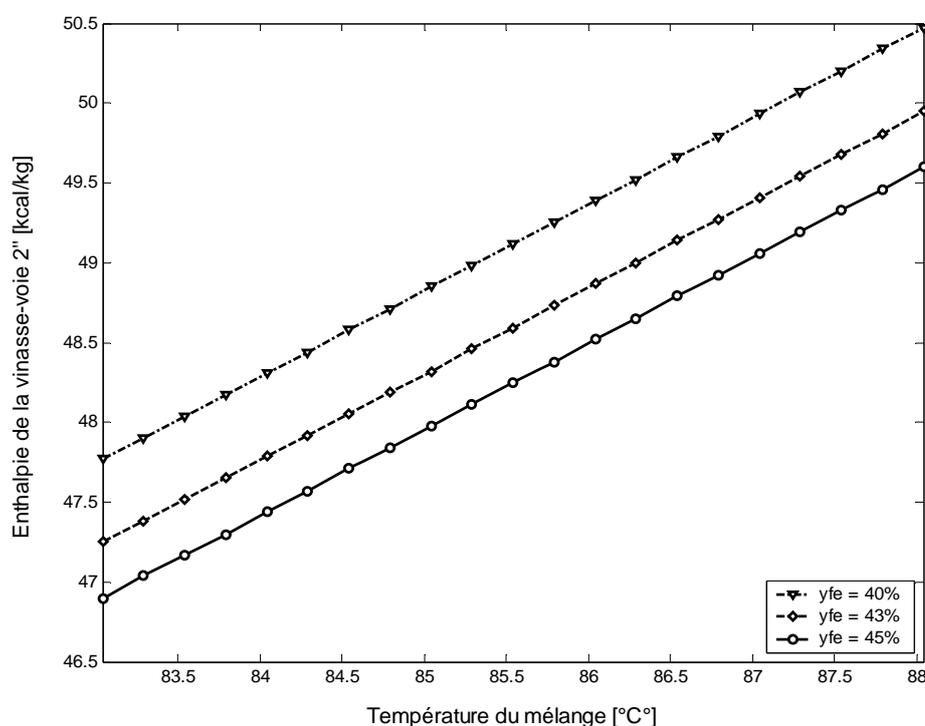


Figure 3.10. Evolution de l'enthalpie de la vinasse de la voie 2'' en fonction de la température du mélange pour différentes valeurs de la concentration du fermentât, y_{fe} .

3.3. Evolution de l'enthalpie massique du reflux de la distillation sortant du distillateur (Di) de la voie II, h_{II}

En général, l'enthalpie massique du fluide en reflux du distillateur vers le bouilleur augmente avec la température du mélange comme la montre la **figure 3.11**. Mais, l'influence de la concentration du mélange n'a pas d'importance sur l'évolution de cette enthalpie du fluide en reflux.

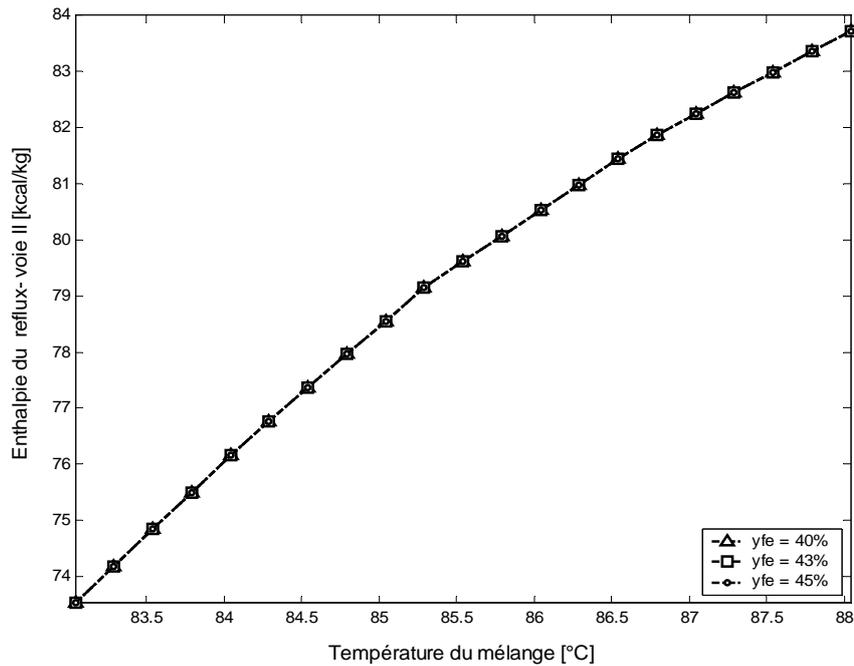


Figure 3.11. Evolution de l'enthalpie de la vinasse de la voie II en fonction de la température du mélange

3.4. Evolution de la chaleur de régénération Q_E

La **figure 3.12 et 3.13** représentent l'évolution de la chaleur régénérée par le système. Elle est une fonction croissante de la température du mélange. Elle est d'autant plus élevée que la concentration du mélange dans le bouilleur est faible. Ce phénomène est dû à la grande quantité de chaleur apportée au bouilleur pour le mélange.

En analysant particulièrement les résultats de la **figure 3.13**, il y existe une zone où le profil de la courbe est presque vertical. Pour une température inférieure à 84°C, la chaleur nécessaire pour l'ébullition du mélange reste constante, et la chaleur régénérée ne change pas dans ce domaine de température. Ce qui permet de constater que pour un mélange de concentration assez élevée et acceptable, par exemple 45% en masse, la chaleur apportée au bouilleur est moindre mais la chaleur régénérée est la même que pour un mélange de faible concentration qui exige une chaleur du bouilleur très élevée, **figure 3.13**.

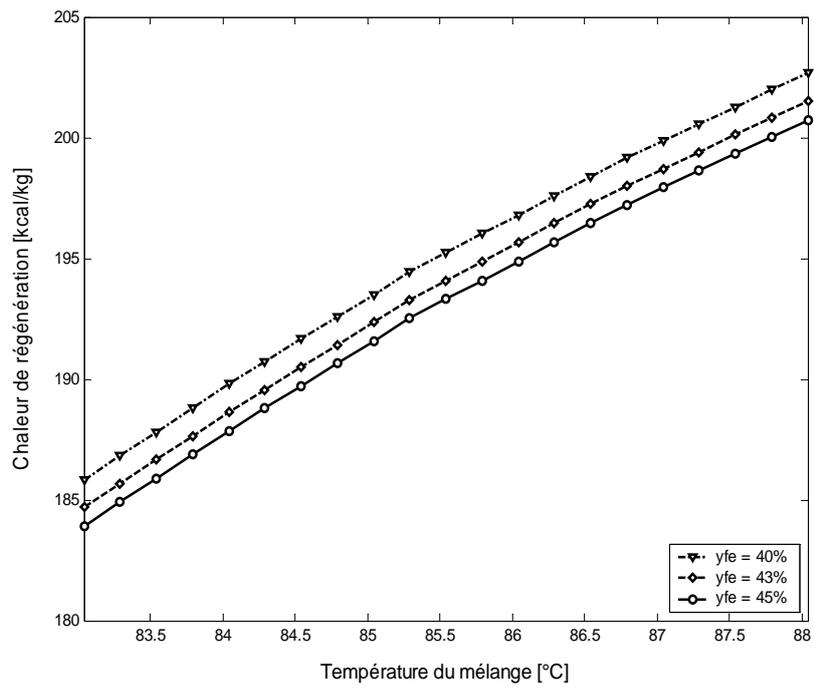


Figure 3.12. Evolution de la chaleur régénérée en fonction de la température du mélange

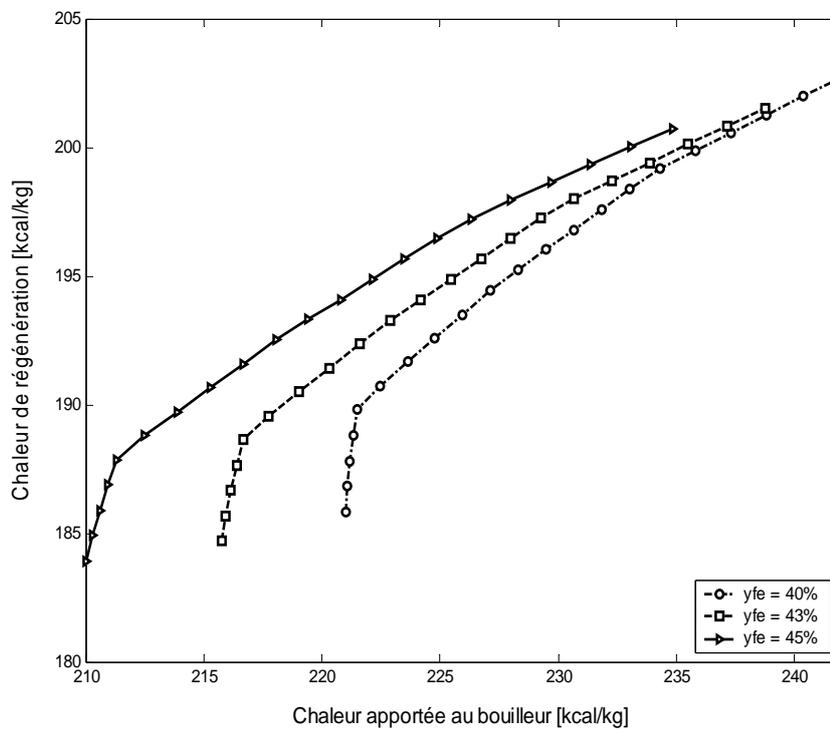


Figure 3.13. Evolution de la chaleur régénérée en fonction de la chaleur apportée au bouilleur.

3.5. Evolution de la chaleur totale accumulée, W , par le mélange dans le bouilleur (Bo)

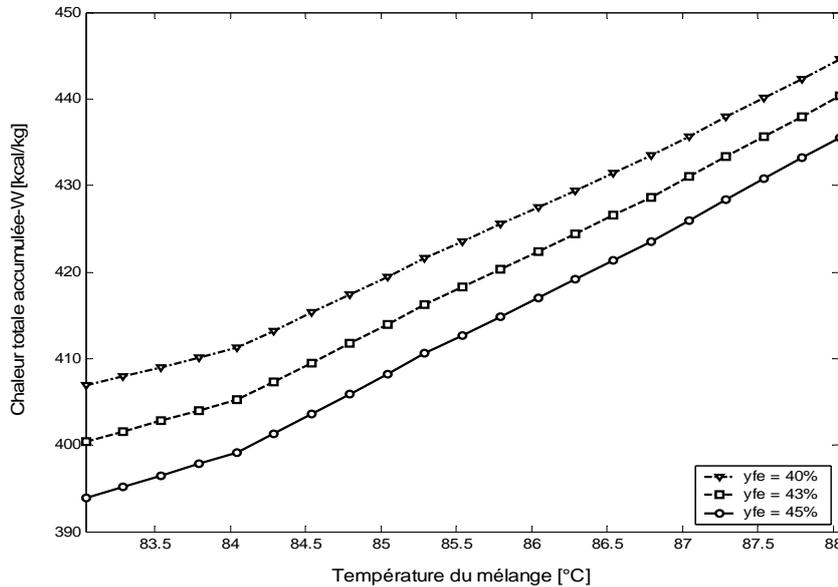


Figure 3.14. Evolution de la chaleur totale accumulée par le mélange en fonction de la température du mélange.

La **figure 3.14** nous montre que la chaleur accumulée par le mélange dans le bouilleur augmente en fonction de la température du mélange.

3.6. Evolution de la chaleur mis en jeu dans le bouilleur, W , Q_E , q_{SBO} , L_{vap}

Une fois que le système soit mis en marche, les **figures 3.15a, b** et **c** représentent l'évolution de la chaleur dans le bouilleur. On constate que la chaleur apportée au bouilleur de l'extérieur est insuffisante pour faire fonctionner le système sans l'apport de la chaleur de régénération. En effet, la chaleur totale reçue par le mélange est suffisante pour déclencher ou continuer la vaporisation dans le bouilleur. On remarque que la chaleur latente de vaporisation est une fonction décroissante de la concentration du mélange. Pour un mélange de concentration plus faible, l'apport de chaleur de l'extérieur est plus grand que celui qui a une concentration élevée. De plus, la chaleur latente de vaporisation de ce mélange est difficilement atteinte, voire la température du mélange. A cet effet, le bouilleur est pauvre en vaporisation. La meilleure solution est donc de choisir un mélange dont la concentration est relativement plus élevée pour réduire l'apport de chaleur de l'extérieur. Néanmoins, le résultat obtenu est toujours le même.

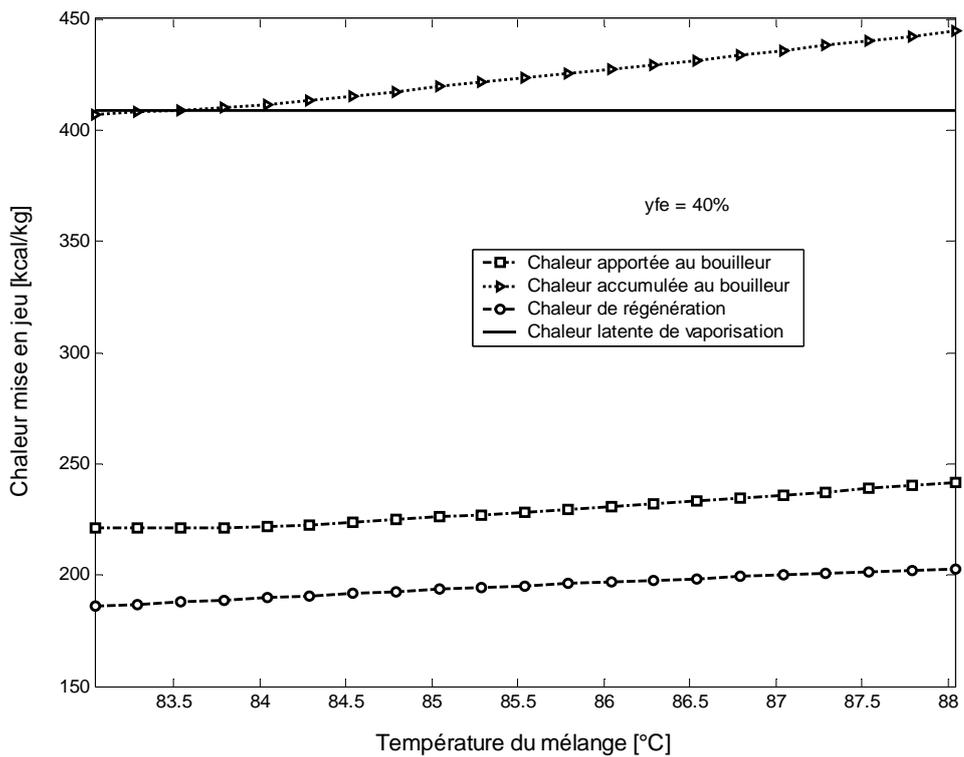


Figure 3.15a. Evolution de la chaleur mise en jeu dans le bouilleur en fonction de la température du mélange, pour $y_{fe} = 40\%$.

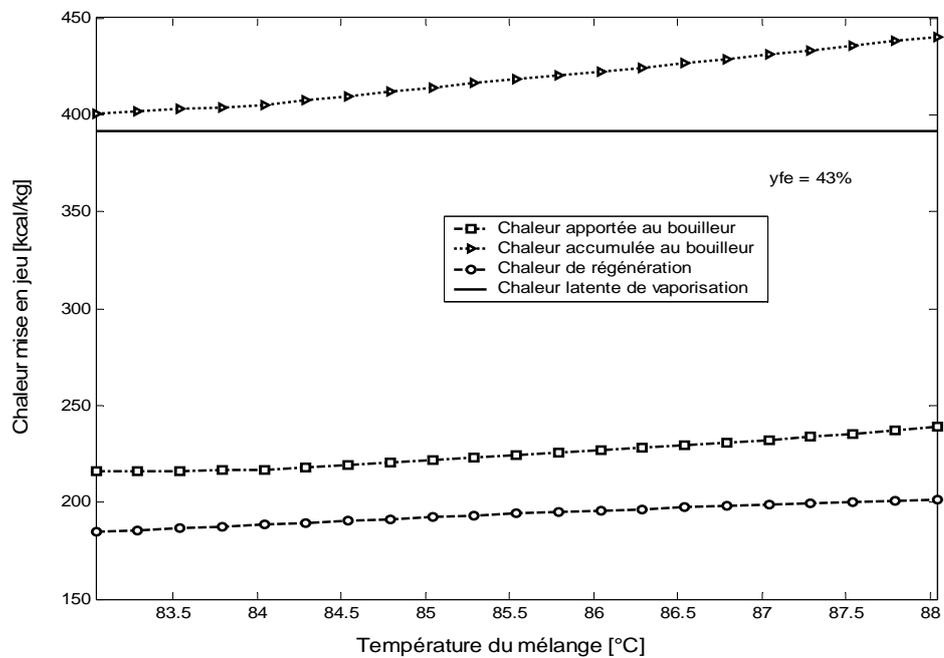


Figure 3.15b. Evolution de la chaleur mise en jeu dans le bouilleur en fonction de la température du mélange, $y_{fe}=43\%$.

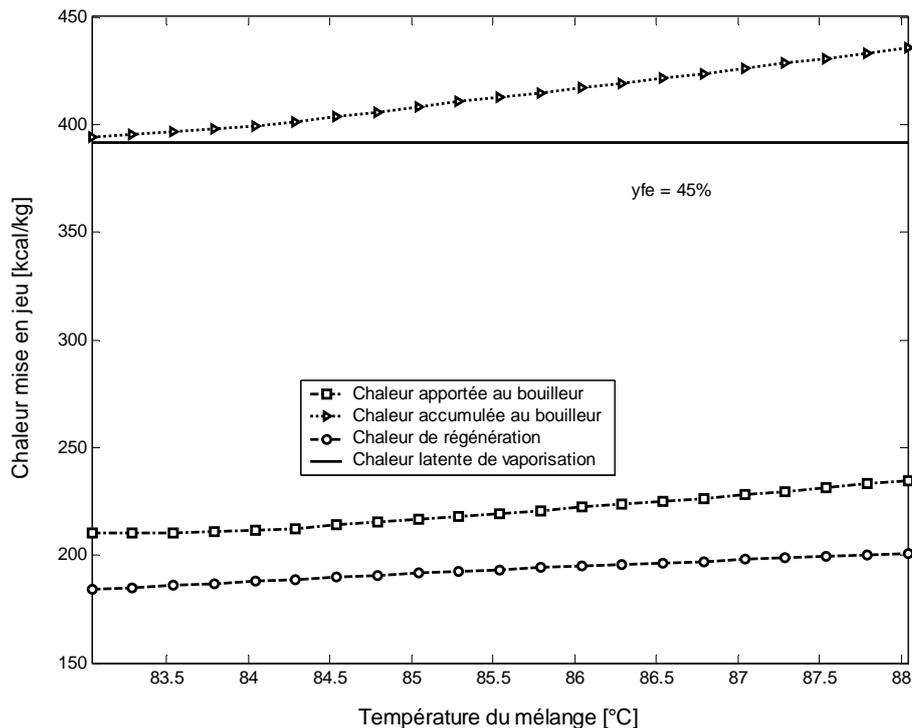


Figure 3.15c. Evolution de la chaleur mise en jeu dans le bouilleur en fonction de la température du mélange, $y_{fe}=45\%$.

3.7. Evolution de la différence $W-L_{vap}$

La différence entre W et L_{vap} nous permet d'étudier l'état de la vaporisation du mélange par rapport à la chaleur accumulée dans le bouilleur. Si cette différence est nulle, la chaleur accumulée est égale à la chaleur latente de vaporisation et que la température d'ébullition est équivalente à la température d'azéotrope. Dans ce cas, la concentration du distillat est de 100% d'éthanol. Toutefois, il est impossible d'avoir cette quantité en utilisant notre procédé, donc nous allons visualiser dans la **figure 3.16** la situation quasiment réelle de notre démarche.

La **figure 3.16** nous montre que pour une concentration du mélange inférieure à 43%, le résultat n'est pas intéressant pour une température inférieure à 84°C. Par contre, pour les deux autres concentrations, la différence entre W et L_{vap} est supérieure à zéro, la vaporisation est donc en bonne voie. En outre, la vaporisation est d'autant plus efficace en prenant une concentration du mélange plus élevée. Finalement, l'importance de la régénération énergétique nous permet d'obtenir de meilleurs résultats et de concrétiser ces résultats.

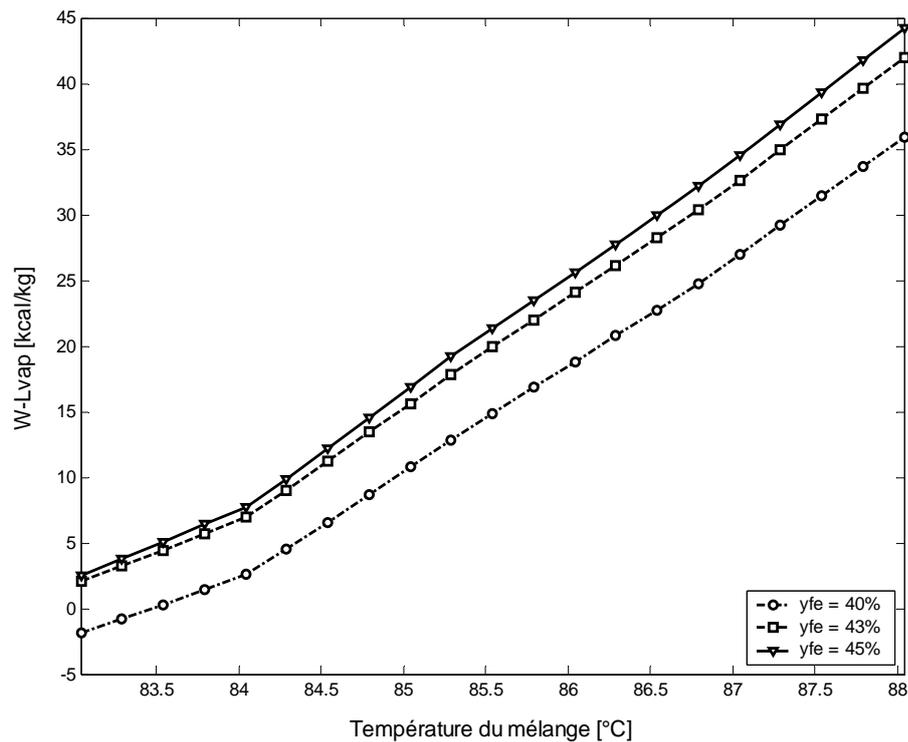


Figure 3.16. Evolution de la chaleur $W-L_{vap}$ en fonction de la température du mélange.

En conclusion, si la chaleur de régénération est égale à zéro, alors notre système demande un apport d'énergie assez élevé de l'extérieur équivalent à la somme de la chaleur apportée au bouilleur, q_{SBO} , avec la chaleur régénérée, Q_E . De plus, l'état de la vaporisation du mélange dépend du taux d'alcoolisation de la vinasse alcoolisée. Ici, la valeur de la concentration optimale choisie est prise égale à 45%.

4. Optimisation énergétique du système

L'optimisation énergétique du système repose sur la consommation d'énergie par unité de masse produite. Ce critère nous permet par la suite d'analyser l'influence des paramètres mise en jeu.

4.1. Evolution de la fraction massique du distillat

Nous présentons sur les **figures 3.17, 3.18** et **3.19** l'évolution de la fraction massique du distillât en fonction de la chaleur apportée au bouilleur, de la température du mélange ainsi que de la différence $W-L_{vap}$.

En général, la quantité du distillat obtenu croît avec la chaleur du bouilleur et de la température du mélange, mais, pour une concentration assez faible, les variations de cette quantité sont négligeables. Analysons particulièrement la **figure 3.17**, pour $y_{fe}=45\%$, une petite quantité d'énergie permet de produire une vapeur de forte concentration, par contre pour $y_{fe}=40\%$, la chaleur nécessaire pour la vaporisation est assez élevée pour avoir une même concentration de distillat.

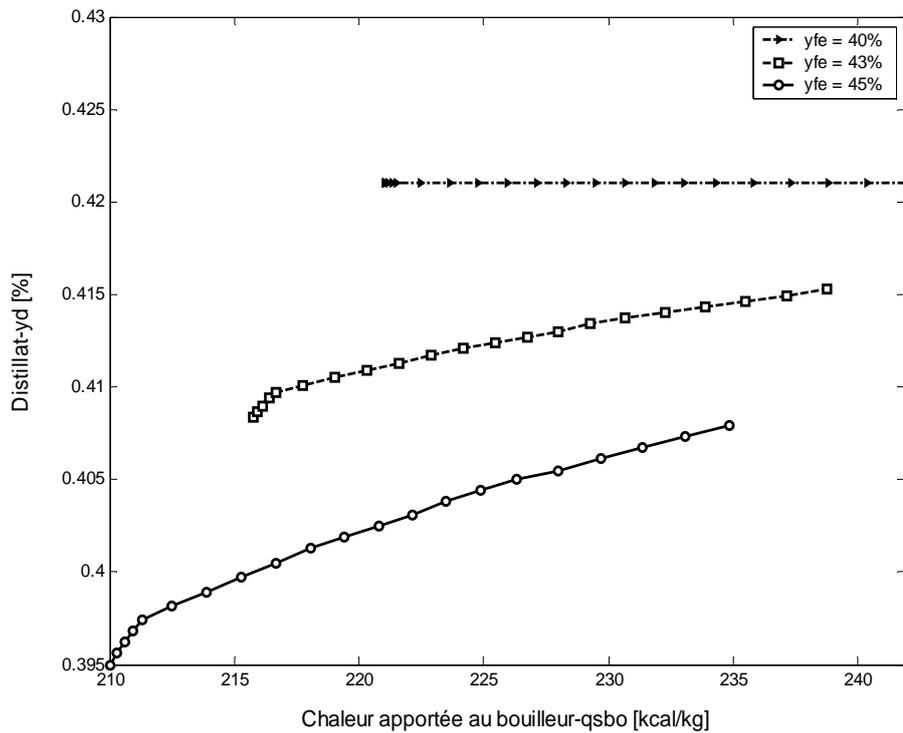


Figure 3.17. Evolution de la fraction massique du distillat, y_d , en fonction de la chaleur apportée au bouilleur.

La fraction massique du distillât est une fonction croissante de la température du mélange (**figure 3.18**).

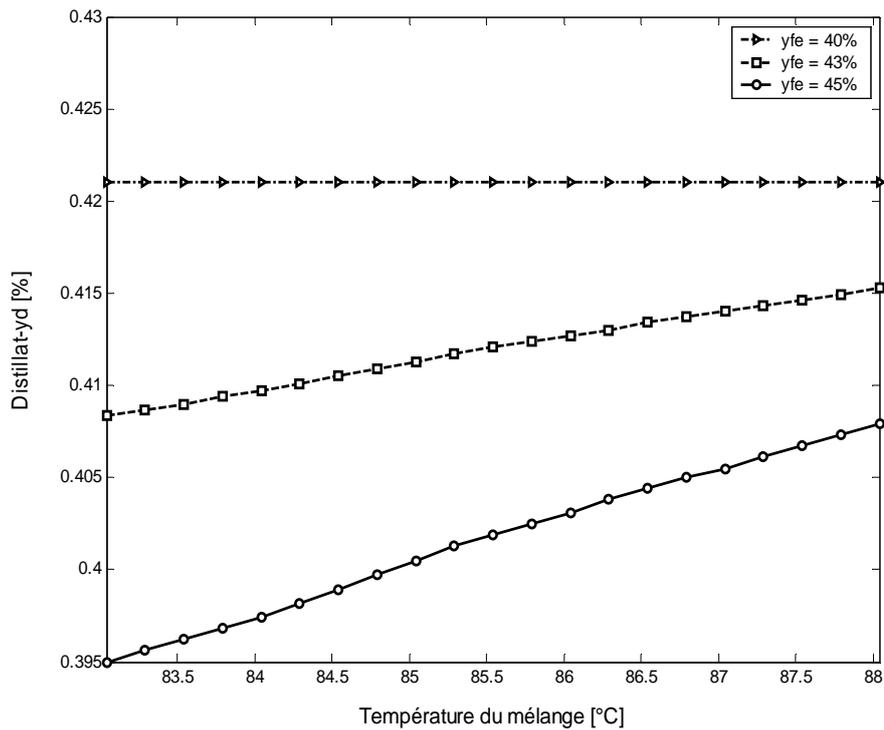


Figure 3.18. Evolution de la fraction massique du distillat, y_d , en fonction de la température du mélange.

L'établissement de la courbe représentative de la fraction massique du distillat en fonction de la différence entre W et L_{vap} , **figure 3.19** nous permet d'analyser la production d'éthanol en fonction de l'état de vaporisation dans le bouilleur. On constate que la quantité du distillat produit résulte de l'intensification de la vaporisation dans le bouilleur. Cependant, elle est d'autant plus grande dans le cas où la concentration du mélange est faible en raison de la quantité de chaleur accumulée dans le bouilleur.

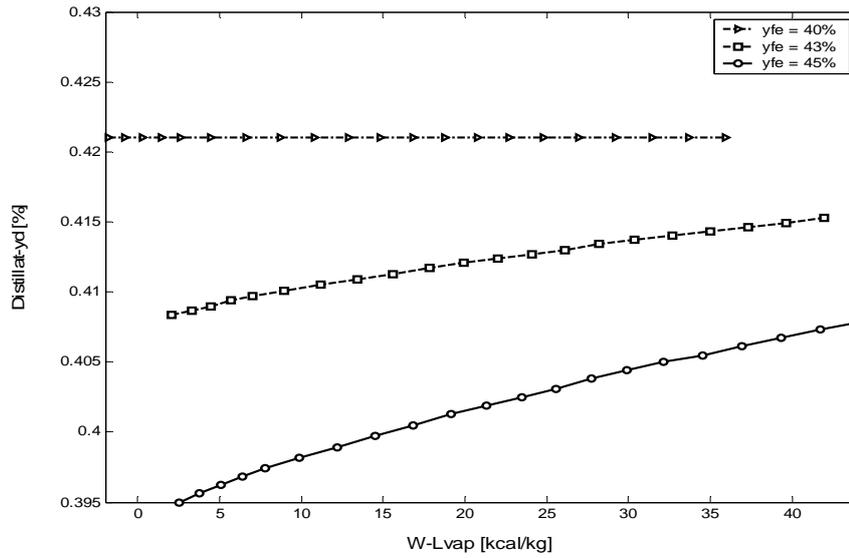


Figure 3.19. Evolution de la fraction massique du distillat, y_d , en fonction de la différence $W-L_{vap}$.

4.2. Influence de la régénération sur la chaleur mise en jeu dans le bouilleur

La **figure 3.20** représente la variation de la chaleur mise en jeu dans le bouilleur pour une concentration de mélange égale à 45%.

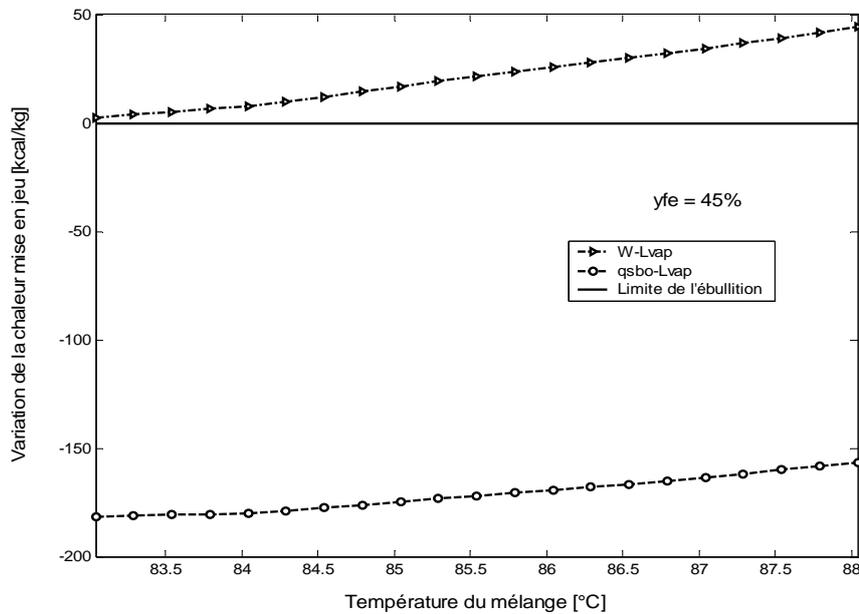


Figure 3.20. Evolution de la variation de l'énergie mise en jeu par rapport à la chaleur latente de vaporisation en fonction de la température du mélange.

Par rapport à la limite de l'ébullition comme montrée dans la **figure 3.20**, la régénération est efficace car la différence $W - L_{vap}$ est positive. La vaporisation dans le bouilleur est renforcée quand la température du mélange augmente. En contrepartie, en absence de régénération c'est-à-dire que dans le cas où les chaleurs de régénération h_3 , h_2 et h_{II} sont nulles, la vaporisation n'existe pas, $q_{SBO} - L_{vap}$ est négative, et cette différence est assez grande. Pour qu'il y ait ébullition dans le bouilleur, il faudrait au moins une chaleur qui correspond à la chaleur latente de vaporisation. Cette chaleur permet de produire une quantité de distillat égale à y_D (figure 3.19).

4.3. Evolution de la chaleur perdue dans le distillateur-générateur de gradient de température

La chaleur perdue dans le distillateur-générateur est la différence entre la chaleur apportée au générateur de gradient de température avec la chaleur perdue dans le distillateur quand l'alambic est en fonctionnement. La **figure 3.21** nous montre que la perte de chaleur dans le distillateur est une fonction décroissante de la concentration de la vinasse alcoolisée et de la température d'ébullition du mélange.

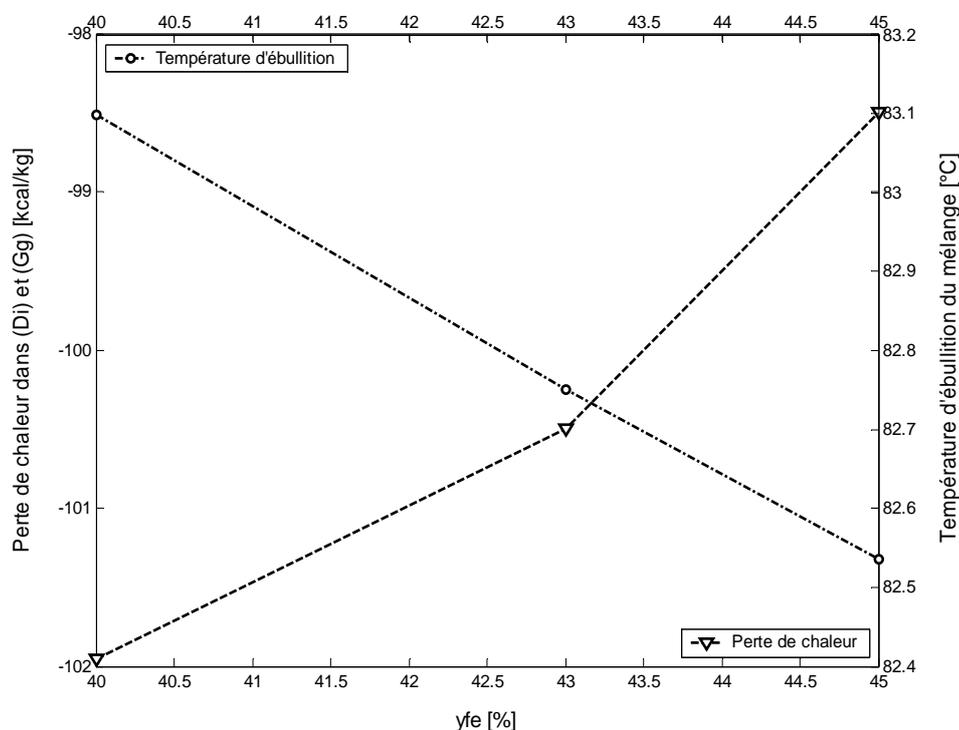


Figure 3.21. Evolution de la chaleur perdue dans le distillateur-générateur de gradient de température en fonction de la température du mélange et de la température d'ébullition du mélange.

4.4. Evolution de la chaleur perdue dans le résidu de distillation h_A

La chaleur perdue dans le résidu de distillation, h_A , est d'autant plus grande que la température du mélange augmente. Cette perte résulte de la chaleur du bouilleur. Plus la chaleur du mélange dans le bouilleur est relativement élevée, plus la chaleur perdue dans le résidu est grande. Ce qui implique que plus la concentration du mélange est faible plus la chaleur nécessaire est importante. Donc, la chaleur perdue dans le résidu est élevée, **figure 3.22**.

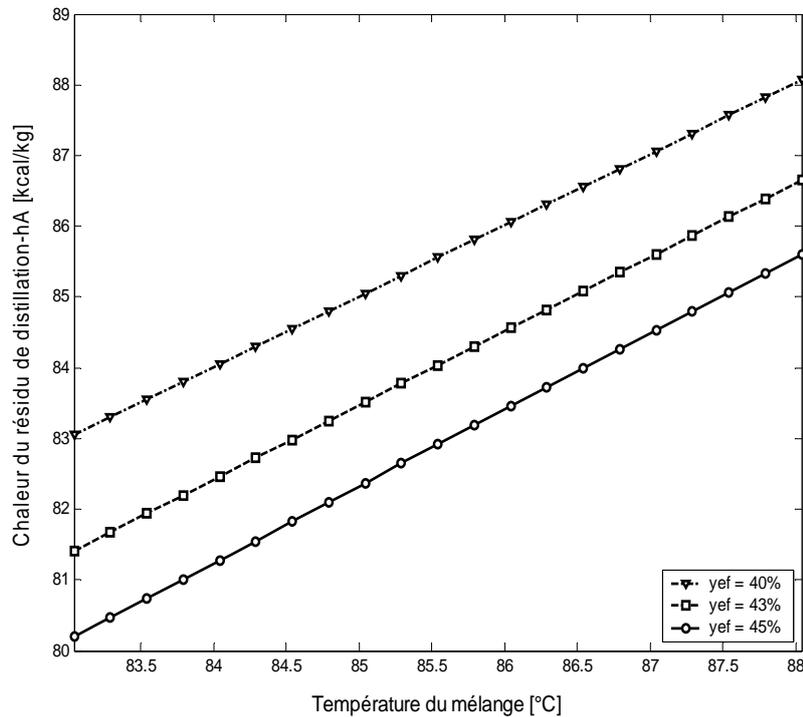


Figure 3.22. Evolution de la chaleur perdue dans le résidu de distillation, h_A , en fonction de la température du mélange.

4.5. Evolution de la différence h_A-h_B

La différence entre l'enthalpie du résidu de la voie d'entrée de l'économiseur, h_A -fluide chaud, et l'enthalpie du résidu de la voie de sortie de l'économiseur, h_B -fluide froid, représente la chaleur transférée à la vinasse alcoolisée d'enthalpie h_2' . Cette différence dépend de l'efficacité de l'économiseur, dans notre cas, on l'a fixé à 55%.

La courbe de la **figure 3.23** montre que pour une température supérieure à 84°C, la différence h_A-h_B , diminue jusqu'à une valeur nulle. Cela signifie que si la température du mélange augmente, par suite de l'augmentation de la chaleur reçue par le bouilleur, la

fraction massique y_c de la **voie 1'** devient très importante pour le refroidissement automatique du bouilleur. Pourtant, la fraction massique de la vinasse alcoolisée de la **voie 1''** diminue et peut avoir une valeur nulle selon l'intensification de la pression de la vapeur produite dans le bouilleur. Ce régime n'est que le régime transitoire, et l'équilibre du fonctionnement de l'alambic se rétablit plus vite.

Pour des températures inférieures à 84°C, la courbe est presque horizontale et la différence h_A-h_B est maximale. Ce résultat montre que le fonctionnement de l'alambic est optimum. Donc, la concentration du distillat, 95%, est atteinte malgré la faible quantité d'éthanol obtenue (**figure 3.18**).

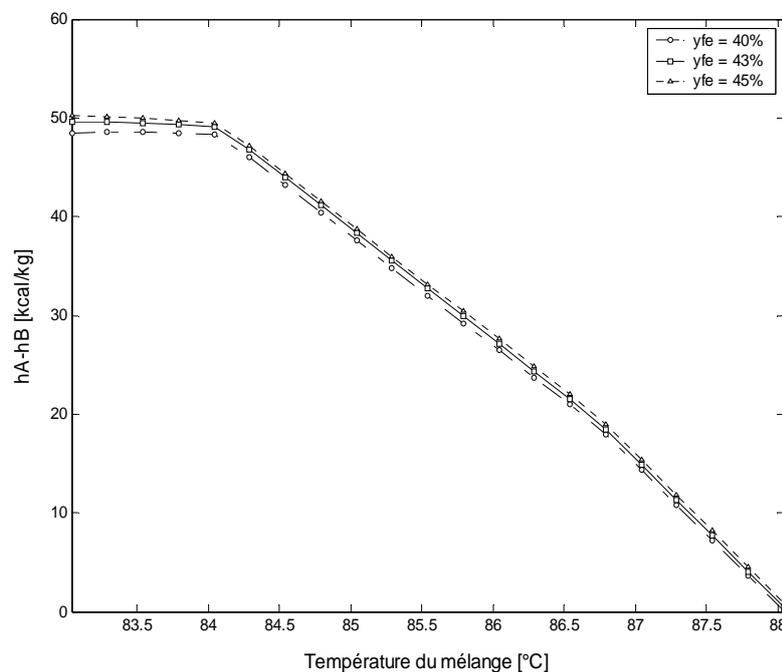


Figure 3.23. Evolution de la différence, h_A-h_B , en fonction de la température du mélange.

4.6. Influence de y_{fe} sur la concentration du résidu, y_{ethR}

La **figure 3.24** montre que la concentration du résidu de distillation augmente avec la concentration du mélange. La concentration du résidu y_{ethR} est inférieure à la concentration initiale y_{fe} du mélange dans le bouilleur. Pendant le régime transitoire, la déperdition de résidu vers la voie de sortie du bouilleur se produit.

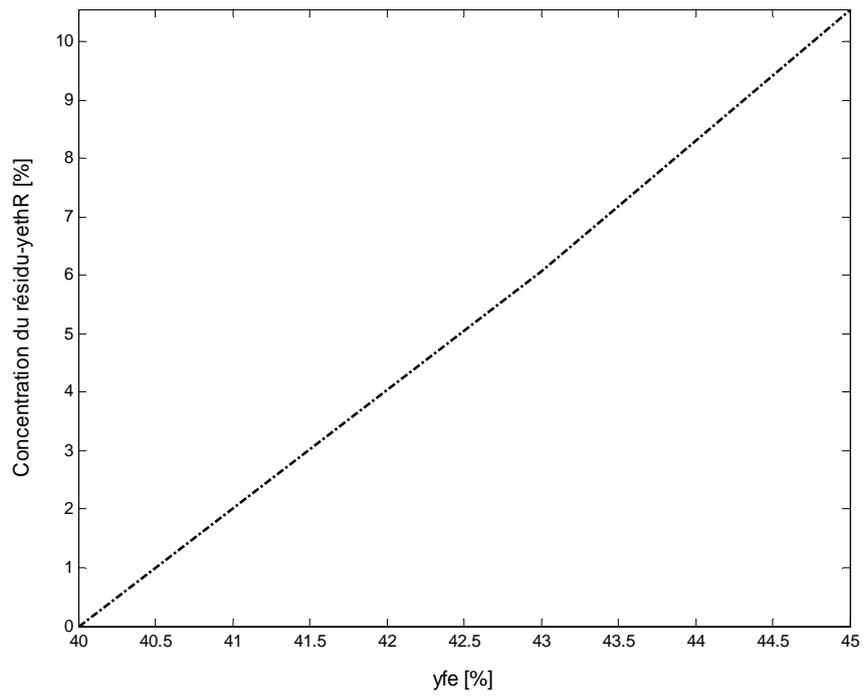


Figure 3.24. Evolution de la concentration du résidu en fonction de la concentration du mélange.

CONCLUSION DE LA DEUXIEME PARTIE

Nous avons pu étudier le fonctionnement d'un alambic solaire haute performance. On a pu présenter et décrire le fonctionnement du système. Le modèle adopté est basé, d'une part, sur le bilan de masse de fluide qui circule dans le système et le bilan de l'éthanol contenu dans le mélange, et d'autre part, sur le bilan d'enthalpies. La résolution des équations par la méthode matricielle nous a permis de déterminer la chaleur apportée au bouilleur, la fraction massique du fermentât, la chaleur de régénération, la valeur optimale de la concentration du fermentât, **45%**, et la concentration du distillat, **95%**.

Nous avons pu évoquer l'importance et l'opportunité de la régénération énergétique. Ce qui conduit à la réduction de l'apport de chaleur provenant de l'extérieure, particulièrement de l'énergie solaire. En outre, nous avons montré à partir de calculs que la vinasse alcoolisée de la **voie 2'** joue le rôle de fluide refroidisseur du distillateur grâce au fonctionnement du générateur de gradient de température pour une pression de vapeur du bouilleur assez élevée et, dans le cas contraire, elle renforce la régénération de chaleur par l'intermédiaire de l'échange thermique avec le condenseur. La régénération énergétique entraîne l'optimisation énergétique du système.

Les résultats obtenus dans cette partie nous permettent d'optimiser l'énergie mis en jeu dans le système. L'optimisation énergétique nous conduit au dimensionnement de l'alambic particulier : le condenseur, l'économiseur, le distillateur ainsi que le bouilleur. Une étude expérimentale fait l'objet de la suite de l'étude et la réalisation de l'alambic suivant les conditions déduites de l'optimisation sera envisagée.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES DE LA DEUXIEME PARTIE

- 1- Anil K. Rajvanshi. ALCOHOL DISTILLATION BY SOLAR ENERGY publié dans ISES Solar World Congress Proceedings, Pergamon Press. Vol. I, Part II. (1991). Pp. 772-777
- 2- A. T. Shawaqfeh and M. M. Farid : Distillation of Ethanol in a Solar Still: Studies on Heat and Mass Transfer, J. Sol. Energy Eng. -- August 1995 -- Volume 117, Issue 3, 236 (6 pages).
- 3- A.A. El-Sebaï, A.A. Al-Ghamdi, F.S. Al-Hazmi and Adel S. Faidah: Thermal performance of a single basin solar still with PCM as a storage medium. Applied Energy. Volume 86, Issues 7-8, July-August 2009, Pages 1187-1195.
- 4- Vorayos N. and al. Performance analysis of solar ethanol distillation, Renewable Energy 31(2006): 2543–2554.
- 5- L. C. Valdès. Bases théoriques de l'énergétique industrielle. Thermodynamique appliquée. Ensimev 2, Université de Valenciennes France. 2000-2001, pp. 3-6.
- 6- A. Leontiev. Théorie des échanges de chaleur et de masse. Edition Mir. Moscow, 1985, pp.546-547.
- 7- Perry, Mc Graw-Hill Perry's Chemical Engineers' Handbook, 6th Edition (1987).

TROISIEME PARTIE

Conception et réalisation d'un condenseur à lit
poreux de granite pour la distillation de l'eau
saumâtre

NOMENCLATURE DE LA TROISIEME PARTIE

Lettres latines

| | | | |
|--------------------|---|--|----------------------|
| A_S | : | Taux de surface de contact | (m^{-1}) |
| C_{pcond} | : | Capacité calorifique du condensât | $(J.kg^{-1}.K^{-1})$ |
| C_{pg} | : | Capacité calorifique du granite | $(J.kg^{-1}.K^{-1})$ |
| $C_{pincond}$ | : | Capacité calorifique de la vapeur d'eau non condensée vers la sortie | $(J.kg^{-1}.K^{-1})$ |
| C_{pL} | : | Capacité calorifique du condensat | $(J.kg^{-1}.K^{-1})$ |
| C_{pv} | : | Capacité calorifique de la vapeur | $(J.kg^{-1}.K^{-1})$ |
| D_P | : | Diamètre équivalent d'une sphère de granite | (m) |
| D_{xst} | : | Diamètre du lit | (m) |
| F_S | : | Surface d'une sphère | (m^2) |
| F_T | : | Surface d'échange entre la vapeur d'eau et le lit poreux | (m^2) |
| g | : | Accélération due à la pesanteur | $(m s^{-2})$ |
| G_z | : | Nombre adimensionnel de Graetz | |
| $h_{convext}$ | : | Coefficient de transfert de chaleur par convection entre le condenseur et l'air ambiant | $(W.m^{-2}.K^{-1})$ |
| h_{cvg} | : | Coefficient moyen de transfert de chaleur par condensation dans le lit poreux | $(W.m^{-2}.K^{-1})$ |
| h_{cvv} | : | Coefficient de transfert de chaleur par convection entre la vapeur d'eau et la paroi du lit poreux | $(W.m^{-2}.K^{-1})$ |
| L | : | Hauteur du garnissage ou épaisseur du lit de granite | (m) |
| L_{G1} | : | Condensât obtenu dans le condenseur à lit poreux de granite | |
| L_{G2} | : | Condensât obtenu dans le condenseur à faisceaux de tubes | |
| L_v | : | Chaleur latente de vaporisation de la vapeur d'eau | $(kJ.kg^{-1})$ |
| \dot{m}_{cond} | : | Débit massique du condensât | $(kg.s^{-1})$ |
| m_g | : | Masse du lit poreux | (kg) |
| \dot{m}_{incond} | : | Débit massique de la vapeur non condensée | $(kg.s^{-1})$ |
| \dot{m}_{vap} | : | Débit de la vapeur d'eau injectée dans le condenseur | $(kg.s^{-1})$ |
| n | : | Nombre de morceaux de granite dans le lit | |

| | | |
|--------------|---|---------------------------------------|
| N | : Nombre fictif de colonne dans la matrice poreuse | |
| Nu | : Nombre adimensionnel de Nusselt | |
| poro | : Porosité du milieu poreux | |
| Pr | : Nombre adimensionnel de Prandtl | |
| Q_{acc} | : Quantité de chaleur stockée dans le lit poreux (valeur moyenne). | (J) |
| Q_{cond} | : Quantité de chaleur perdue par condensation du condensât, vers l'extérieur (valeur moyenne). | (J) |
| Q_{incond} | : Quantité de chaleur emportée par la vapeur d'eau non condensée vers l'extérieur (valeur moyenne). | (J) |
| Q_p | : Quantité de chaleur perdue à travers la paroi externe du condenseur (valeur moyenne). | (J) |
| $Q_{reçu}$ | : Quantité de chaleur reçue par le lit poreux (valeur moyenne). | (J) |
| Q_v | : Quantité de chaleur apportée au système par injection de vapeur à condenser | (J) |
| r_1 | : Rayon interne de l'enceinte du condenseur | (m) |
| r_2 | : Rayon externe de l'enceinte du condenseur | (m) |
| Re | : Nombre adimensionnel de Reynold | |
| sec | : Section du lit | (m ²) |
| S_{ext} | : Surface externe du condenseur | (m ²) |
| S_{int} | : Surface interne du condenseur | (m ²) |
| S_p | : Surface d'échange entre la vapeur et le condenseur | (m ²) |
| T_{air} | : Température de l'air ambiant | (K) |
| T_g | : Température du granite à l'instant t | (K) |
| T_{ginit} | : Température initial du granite | (K) |
| T_{p1} | : Température de la paroi interne du condenseur | (K) |
| T_{p2} | : Température de la paroi externe du condenseur | (K) |
| T_{pm} | : Température moyenne de la surface externe du condenseur | (K) |
| T_{sat} | : Température de saturation de la vapeur | (K) |
| T_v | : Température de la vapeur | (K) |
| T_{vs} | : Température de la vapeur non condensée | (K) |
| U_L | : Coefficient global de transfert de chaleur | (W.m ⁻² .K ⁻¹) |
| W | : Vitesse du vent | (m.s ⁻¹) |

Lettres grecques

| | | | |
|---------------|---|---|---|
| Δt | : | Pas de temps | (s) |
| μ_L | : | Viscosité dynamique du condensât | (kg. m ⁻¹ .s ⁻¹) |
| μ_V | : | Viscosité dynamique de la vapeur | ((kg m ⁻¹ s ⁻¹) |
| ε | : | Coefficient de correction. | |
| η | : | Efficacité du condenseur | (%) |
| λ | : | Conductivité thermique de la paroi de l'enceinte du condenseur | (W m ⁻¹ K ⁻¹) |
| λ_L | : | Conductivité thermique du condensat | (W m ⁻¹ K ⁻¹) |
| λ_V | : | Conductivité thermique de la vapeur d'eau | (W m ⁻¹ K ⁻¹) |
| ρ_L | : | Masse volumique du condensât | (kg. m ⁻³) |
| ρ_V | : | Masse volumique de la vapeur d'eau | (kg.m ⁻³) |

CHAPITRE 1

PRESENTATION ET DESCRIPTION DU CONDENSEUR

1. Introduction

La **condensation** est le nom donné au phénomène physique de changement d'état de la matière qui passe d'un état gazeux à un état condensé (solide ou liquide). On peut expérimenter ce changement d'état par des techniques très simples aux plus avancées.

Dans la nature, la condensation de la vapeur d'eau qui a lieu naturellement dans l'air est une étape importante du cycle de l'eau, à l'origine notamment de la rosée, des nuages et de la pluie, de la neige, du givre ou de certaines formes de verglas (brouillard givrant, qui est une forme de condensation solide).

Dans notre cas, le phénomène de condensation permet de transformer la vapeur d'eau en liquide. Le condenseur que nous avons conçu est destiné uniquement à la production de l'eau distillée (purifiée) provenant des eaux saumâtres.

2. Description du système d'expérimentation

Le système considéré est constitué d'une enceinte cylindrique verticale de 33 cm hauteur et de diamètres interne et externe respectivement égaux à 29,7 et 29,9 mm dont les parois sont constituées de tôle TPN. L'enceinte est remplie de morceaux de granite et équipée d'une cellule de mesure associée à un système d'acquisition et de traitement des données (**Figure 1.1**). Un autre condenseur à faisceaux des tubes de diamètres interne et externe respectivement égaux à 15 mm et 21 mm est associé au système pour transformer l'excès de vapeur en liquide.

Les températures en différents points du dispositif sont mesurées à l'aide de thermocouples de type T connectés à une centrale de mesure 21X Microlloger [22]. Les valeurs des mesures sont transférées à un microordinateur Pentium IV équipé du logiciel MATLAB pour y être traitées.

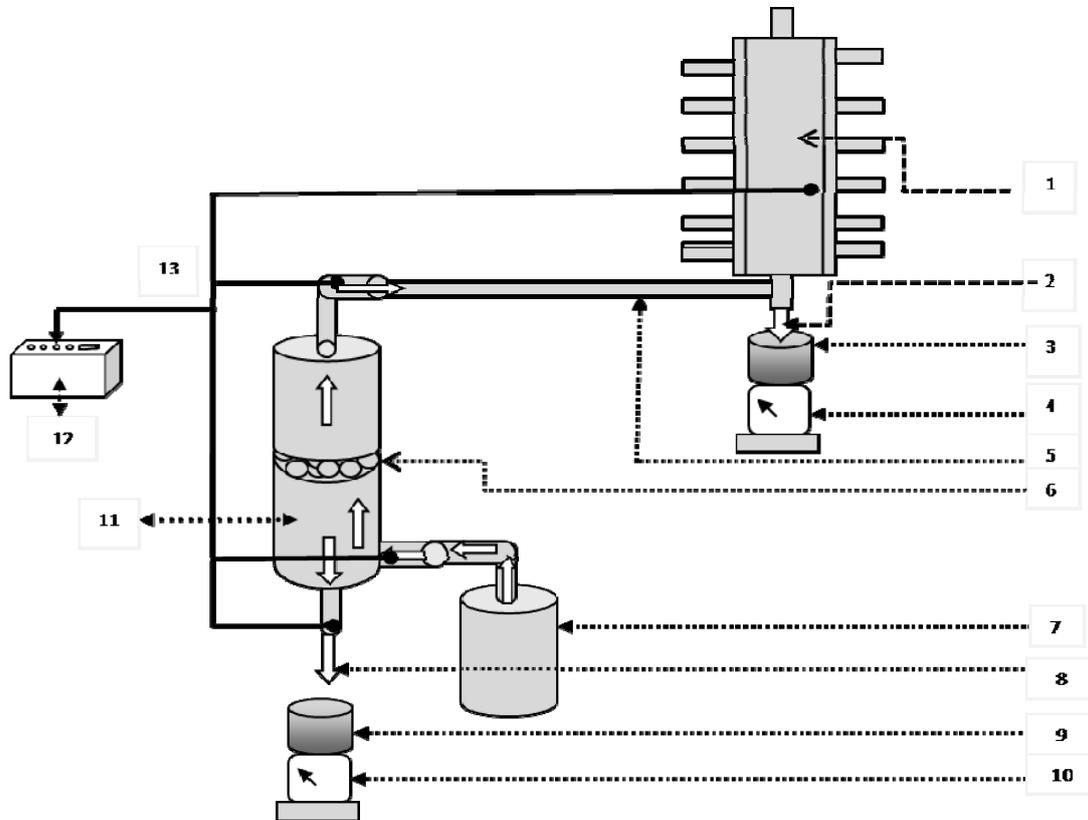


Figure 1.1 : Dispositif expérimental du système.

Légende de la figure 1.1.

- 1 : Condenseur à faisceaux de tubes de diamètres interne et externe respectivement égaux à 15 mm et 21 mm dans lequel l'excès de vapeur est condensé [5].
- 2 : Sortie du condensât du condenseur 2
- 3 : Récipient 2 pour récupérer le condensât L_{G2}
- 4 : Balance électronique pour peser L_{G2} .
- 5 : Conduit véhiculant la vapeur non condensée entre le condenseur à faisceaux de tubes et le condenseur à lit de granite.
- 6 : Lit de granite.

- 7 : Bouilleur électrique (1500W/220V)
- 8 : Sortie du condensât du condenseur à lit de granite (L_{G1}).
- 9 : Récipient pour récupérer le condensat (L_{G1} condensé)
- 10 : Balance électronique pour peser L_{G1} .
- 11 : Condenseur à lit de granite,
- 12 : Centrale de mesure, 21X Microlloger, CAMPBELL SCIENTIFIC, INC.
- 13 : Thermocouples de type T.

Le lit de granite est constitué de plusieurs couches de n morceaux de granites superposés dans un même plan vertical et N rangées sur la section du condenseur.

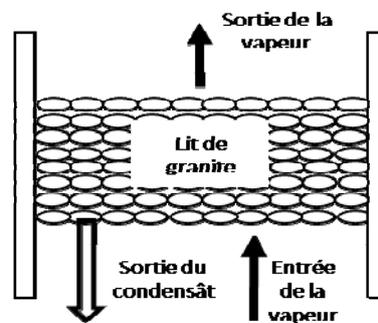


Figure 1.2. Disposition du granite (empilement) dans l'enceinte du condenseur. Les propriétés physico-chimiques de cette roche sont données dans le **tableau 1.1**.

| Température (°C) | Masse volumique kg.m^{-3} | Chaleur massique $\text{kJ.kg}^{-1}.\text{K}^{-1}$ | Conductivité thermique $\text{W m}^{-1} \text{K}^{-1}$ | Diffusivité $\text{m}^2.\text{s}^{-1}$ |
|------------------|------------------------------------|--|--|--|
| 20-100 | 2600 | 0,86 | 2,5 | 1,10 |

Tableau 1.1 : Propriétés physico-chimique du granite [21]

2.1. Procédé expérimental de condensation

Le diagramme général du procédé de condensation est représenté sur la **figure 1.3**.

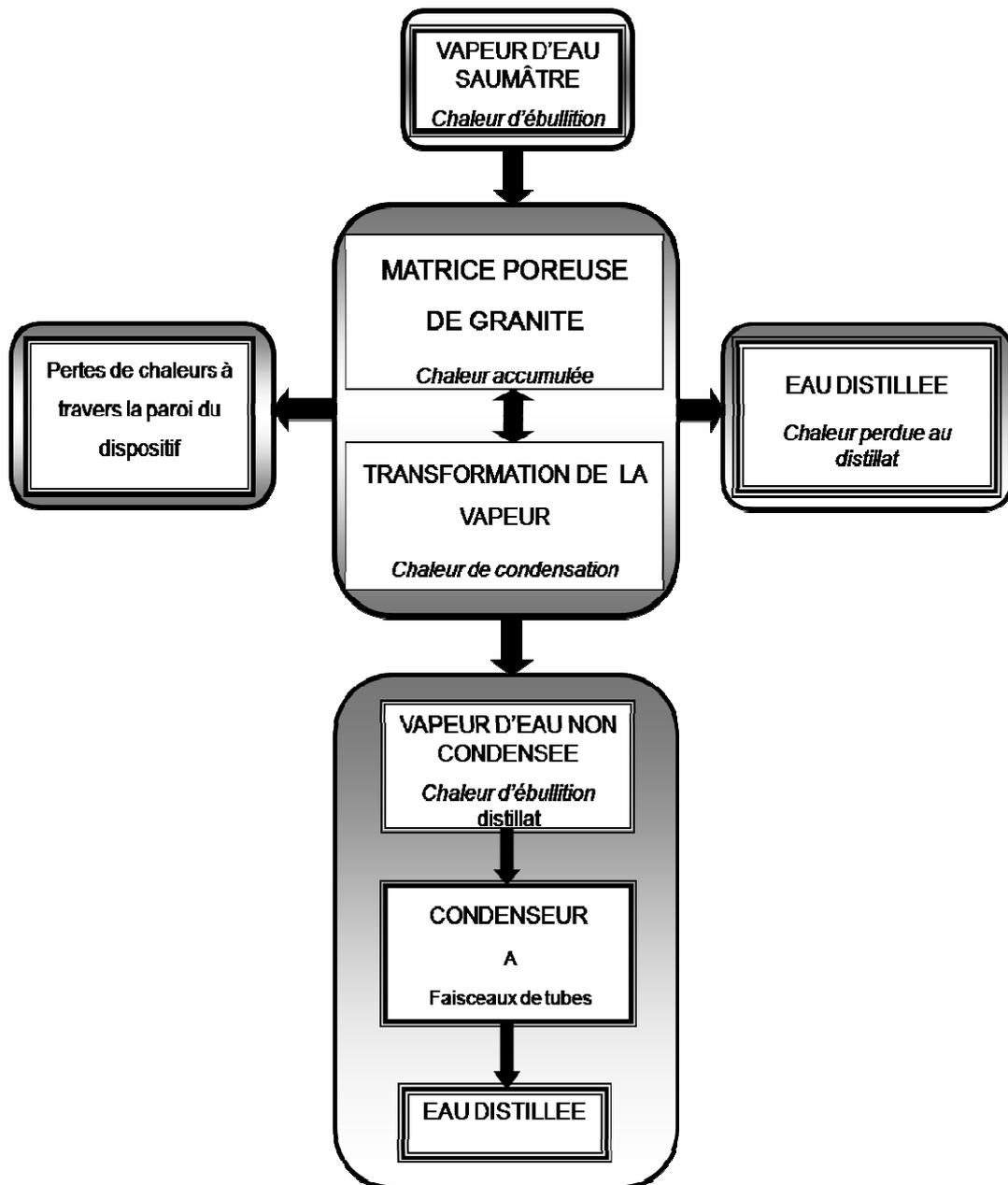


Figure 1.3. Diagramme général du procédé expérimental de condensation

La vapeur produite dans le bouilleur électrique est acheminée dans la partie inférieure du condenseur à lit de granite et s'écoule par convection forcée à travers le lit de granite. Il en résulte, si la température de la vapeur d'eau est égale à la température de rosée, une condensation au contact des morceaux de granite. La vapeur non condensée est dirigée dans un tube de diamètre interne de 15 mm et externe de 21 mm dans un condenseur cylindrique à faisceaux comportant 6 tubes pour y être condensée.

2.2. Les dispositifs de mesure

Pour réaliser nos mesures, nous avons installé dans le condenseur les éléments suivants :

- Des thermocouples (cuivre-constantan) placés dans différents endroits du lit permettant de mesurer les températures avec une précision de 0,8°C.
- Un bécher gradué, SIMAX (STABILL KAVALIER) pour la mesure de débit.
- Une balance électronique, KERN EW4200-2NM

2.3. Le système d'acquisition et de traitement des données

Ce système comprend des éléments suivants :

- Une centrale de mesure (21X Microlloger, CAMPBELL SCIENTIFIC), programmée pour l'acquisition et le stockage des données avant le traitement et transfert des données à l'ordinateur.
- Un micro-ordinateur servant pour l'acquisition et traitement des données.

3. PROTOCOLE EXPERIMENTAL

L'échantillon de granite à étudier, suivant le diamètre choisi, a subi des traitements préliminaires (lavage, séchage, pesage...). Il est ensuite déposé à l'intérieur de l'enceinte du condenseur.

Pour un débit de la vapeur d'eau à l'entrée du condenseur, nous relevons toutes les 5 mn à l'aide de la centrale de mesure les valeurs de la température de la vapeur d'eau à l'entrée et à la sortie du lit de granite. L'évolution au cours du temps de la quantité de condensât est obtenue par des pesées à l'aide d'une balance électronique (KERN EW4200-2NM, charge maximale 4200 g, minimale 0,1 g précision 0,01 g) et le volume de condensât est déterminé en utilisant un bécher gradué, SIMAX (STABILL KAVALIER).

Le débit de la vapeur saturée est déterminé à l'aide de la mesure pendant une durée donnée du volume de condensât récupéré dans un bécher gradué, SIMAX (STABILL KAVALIER) et pesée sur la balance électronique.

CHAPITRE 2

PROPOSITION DE MODELES

1. Introduction

La distillation a fait l'objet de nombreux travaux aussi bien théorique qu'expérimentaux puisqu'elle intervient dans de nombreux secteurs industriels tels que la pétrochimie, l'agroalimentaire, ... Ainsi, McCabe et Thiele en 1925 [1] améliorait la technique de distillation en proposant un modèle de calcul permettant d'étudier la bonne séparation de mélange sur des étages de la colonne de rectification. Sami Pelkonen et al. en 2001 [2] ont effectué une étude expérimentale sur la distillation de plusieurs composants dans une colonne pleine.

En ce qui concerne la recherche sur les condenseurs de vapeur, de nombreux types de condenseurs basés sur l'utilisation de tubes sont proposés dans l'ouvrage de Chassériaux J.M [3], Leontiev A. [4], Krasnochtchekov E, A.Soukomel, [5] ou cités par TOVAZHNYANSKIJ[6], CHUNG J. N.[7], Sundararajan T. et al ,2009 [8], Cuevas et Cristian, 2009 [9], Denis LEDUCQ, en 2003 [10], et Ma X-h en 2003 [11] dans leurs publications.

Ce présent travail est consacré à des études théorique et expérimentale des performances du condenseur à lit poreux de granite d'un distillateur d'eaux saumâtres. Notre choix a été orienté par le fait qu'un milieu poreux permet d'augmenter suffisamment la surface d'échange fluide-solide. Quelques travaux ayant relativement de traits communs aux nôtres ont été effectués comme l'étude réalisée par Belcacem Dhifaoui [12] consacré à l'échange thermique au sein d'un milieu poreux dans un canal vertical, par S. YAGI [13] qui tiennent compte du rayonnement dans l'expression de la conductivité thermique effective du milieu et ceux de Ergun [14] qui portent sur les pertes de charge lors d'un écoulement à travers un lit poreux. A l'issue de ces quelques rappels bibliographiques il apparaît que la condensation dans un condenseur à lit de granite n'a pas fait jusqu'à présent l'objet d'une étude.

Nous allons étudier la condensation dans un système qui est constitué d'une matrice poreuse de granite. L'objectif de ce travail consiste à la détermination de conditions favorables à la condensation de la vapeur au sein du milieu poreux afin

d'obtenir des quantités maximales de distillât. Le modèle mathématique retenu est lié aux équations de transfert basées sur les bilans thermique et massique du condenseur. La résolution des équations de transferts nous permettra d'analyser l'influence des paramètres comme : le diamètre équivalent du granite, le débit de la vapeur saturée, la température initiale de la matrice poreuse ainsi que l'épaisseur du lit, sur le fonctionnement du système. La méthode des différences finies explicites est utilisée pour la résolution de l'équation différentielle découlant du modèle [15]. Les propriétés physico-chimiques du fluide sont déduites de données proposées par Bailly, 1971 [16], Chassériaux [3], et des calculs dont effectués en utilisant le logiciel « Water and Steam Properties » (Katmar Software (2009) ». Les coefficients de transfert de chaleur intervenant dans le bilan thermique sont calculés à partir de corrélations semi-empiriques [4, 17, 18]. La comparaison calcul-expérience a permis de valider le modèle.

2. Modélisation mathématique

2.1. Hypothèses adoptées

Nous adoptons les hypothèses de calculs suivantes :

- Les morceaux de granites sont assimilés à des sphères et le lit de granite à un milieu poreux.
- les pertes de charges lors d'un écoulement à travers le lit de granite sont négligées,
- Il n'y a pas de réaction chimique entre le lit de granite et la vapeur d'eau,
- les transferts de chaleur et de masse sont unidimensionnels
- les transferts de chaleur par rayonnement à l'intérieur du lit sont négligés.
- L'écoulement de la vapeur à l'intérieur du lit de granite est supposé unidirectionnel suivant l'axe vertical ascendant.
- La température du lit est supposée quasi-uniforme entre deux instants successifs.

2.2. Equations de transfert

La figure 2.1 représente le bilan thermique au sein du condenseur :

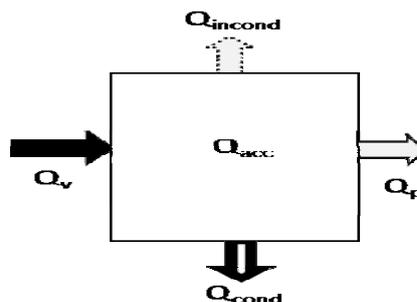


Figure 2.1. Représentation schématique du bilan thermique du système

Le bilan des transferts de chaleur et de masse conduit à l'équation suivante :

$$Q_v = Q_p + Q_{\text{cond}} + Q_{\text{reçu}} + Q_{\text{incond}} \quad (2.1)$$

Où :

$$Q_p = h_{\text{convext}} \cdot S_{\text{ext}} \cdot (T_{\text{pm}} - T_{\text{air}}) \cdot \Delta t \quad (2.2)$$

$$Q_{\text{cond}} = \dot{m}_{\text{cond}} \cdot C_{\text{pcond}} \cdot (T_{\text{cond}} - T_{\text{air}}) \cdot \Delta t \quad (2.3)$$

$$Q_{\text{incond}} = (\dot{m}_{\text{vap}} - \dot{m}_{\text{cond}}) \cdot C_{\text{pincond}} \cdot (T_{\text{vincond}} - T_{\text{air}}) \cdot \Delta t \quad (2.4)$$

$$\text{Avec } T_{\text{cond}} = T_g \quad (2.5)$$

D'après Duffie [19, 23,24] :

$$P_{\text{reçu}} = m_g \cdot C_{\text{pg}} \cdot \frac{dT_g}{dt} = h_{\text{cvv}} \cdot A_s \cdot \text{sec} \cdot D_{\text{xst}} \cdot (T_v - T_g) \quad (2.6a)$$

La chaleur accumulée, par inertie, par le lit de granite est donnée par l'expression :

$$Q_{\text{acc}} = \sum_{t=t_i}^{t_f} P_{\text{reçu}}(t) \cdot \Delta t \quad (2.6b)$$

En utilisant la méthode aux différences finies explicite [15], l'équation (2.6a) devient :

$$Q_{\text{acc}} = m_g C_{\text{pg}} \sum_{t=t_i}^{t_f} (T_g(t) - T_g(t - \Delta t)) \quad (2.6c)$$

t_i et t_f sont les instants initial et final du processus de condensation.

Où \dot{m}_{vap} est le débit de la vapeur à l'entrée du condenseur. Elle est déterminée par la mesure.

Le débit du condensât dans le lit de granite peut être déterminé à partir de deux méthodes différentes :

Méthode 1 :

$$\dot{m}_{\text{cond}} = \frac{h_{\text{cvg}} \cdot F_T (T_{\text{sat}} - T_g)}{L_v} \quad (2.7)$$

Le coefficient d'échange de chaleur pour une rangée de n sphères placées les unes au dessus des autres est donné par [20,27] :

$$h_n = 0,826 \cdot \left[\frac{g \cdot \rho_L \cdot (\rho_L - \rho_V) \cdot L_V \cdot \lambda_L^3}{\mu_L \cdot (T_{sat} - T_g) \cdot n \cdot D_p} \right]^{1/4} \quad (2.8)$$

Pour tenir compte de l'influence de l'écoulement du film de condensat d'une sphère à l'autre, l'expression (2.8) est corrigée par le coefficient :

$$\varepsilon = 1 + \frac{0,2 \cdot (n-1) \cdot C_{pL} \cdot (T_{sat} - T_g)}{L_V} \quad (2.9)$$

Finalement,

$$h_{cvg} = \varepsilon \cdot h_n \quad (2.10a)$$

Le coefficient d'échange de la **relation 2.10a** n'est pas entièrement adapté à notre problème à cause du phénomène de condensation qui a lieu au sein du milieu poreux. Il s'agit d'une matrice poreuse contenant plusieurs morceaux de granite supposés sphériques. Pourtant, la plupart des recherches concerne le domaine de transfert de chaleur et de masse dans le milieu poreux [12, 13, 25, 26], tout en négligeant le phénomène de condensation. Mohamed ASBIK [27] a fait l'étude sur la condensation de la vapeur dans un canal vertical dont les parois sont recouvertes d'une couche poreuse, malgré cela, la condensation dans la matrice poreuse n'a pas fait l'objet de travaux de recherches particulières. L'étude de la condensation de vapeur dans le lit de granite est encore un autre problème à traiter. En conséquence, nous avons adopté la relation semi-empirique suivante pour faire fonctionner notre programme de calcul :

$$h_{cvg} = \frac{\varepsilon \cdot h_n}{N} \quad (2.10b)$$

Méthode 2 :

\dot{m}_{cond} est donnée par les mesures effectuées pendant l'expérience et est utilisée dans les simulations. Cette méthode nous permet de recalculer h_{cvg} à partir de la relation (2.7).

Le débit de vapeur non condensée à la sortie du condenseur à lit de granite.

$$\dot{m}_{incond} = \dot{m}_{vap} - \dot{m}_{cond} \quad (2.11)$$

Avec

$$\dot{m}_{vap} = \dot{m}_{cond} + \dot{m}_{incond} \quad (2.12)$$

Nous définissons l'efficacité du condenseur par :

$$\eta = \frac{\dot{m}_{\text{cond}}}{\dot{m}_{\text{vap}}} \quad (2.13)$$

2.3. Modèle des coefficients d'échanges

2.3.1. Coefficient d'échange thermique par convection : *lit-vapeur* : h_{cvv}

$$h_{\text{cvv}} = \frac{\lambda \cdot Nu}{D_p} \quad (2.14)$$

Donadieu [28, 29] a proposé le calcul de nombre de Nusselt suivant :

Pour $Re < 600 \cdot \frac{\text{poro}^3}{1 - \text{poro}}$

$$Nu = 2,62 \cdot 10^{-4} \cdot \left[\frac{1 - \text{poro}}{\text{poro}^3} \right]^{1,6} \cdot Re^{1,6} \quad (2.15)$$

Pour $Re \geq 600 \cdot \frac{\text{poro}^3}{1 - \text{poro}}$

$$Nu = 6,6 \cdot 10^{-2} \cdot \left[\frac{1 - \text{poro}}{\text{poro}^3} \right]^{0,75} \cdot Re^{0,75} \quad (2.16)$$

2.3.2. Coefficient d'échange thermique par convection à l'intérieur du condenseur : h_{cvp}

Régime laminaire : $Re < 2100$, corrélation de Sieder-Tate et Hausen [17]

Pour $Gz < 100$

$$Nu = 3,66 + \frac{0,085 \cdot Gz}{1 + 0,047 \cdot Gz^{2/3}} \quad (2.17)$$

Pour $Gz > 100$

$$Nu = 1,86 Gz^{1/3} + 0,87 \cdot (1 + 0,015 \cdot Gz^{1/3}) \quad (2.18)$$

Régime transitoire : $2100 < Re < 10000$, corrélation de Sieder-Tate et Hausen

$$Nu = 0,116 \cdot (Re^{2/3} - 125) \cdot Pr^{1/3} \cdot \left(1 + \left(\frac{D_H}{L} \right)^{2/3} \right) \quad (2.19)$$

Régime turbulent : $Re > 10000$, corrélation de Tan et **Charters** [17]

Si $\frac{L}{D_H} < 60$

$$Nu = 0,018 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,4} \cdot \left[1 + \frac{D_H}{L} \cdot \left(14,3 \cdot \log \frac{D_H}{L} - 7,9 \right) \right] \quad (2.20)$$

$$Si \frac{L}{D_H} > 60$$

$$Nu = 0,018.Re^{0,8} . Pr^{0,4} \left[1 + 17,5 . \frac{D_H}{L} \right] \quad (2.21)$$

2.3.3. Coefficient globale de perte de chaleur: U_L

Le flux de chaleur échangé par le système avec le milieu extérieur se détermine par :

$$q_p = \frac{2\pi.\lambda.L}{\text{Log}\left(\frac{r_2}{r_1}\right)} . (T_{p1} - T_{p2}) = h_{convext} . S_{ext} . (T_{p2} - T_{air}) = h_{cvp} . S_{int} . (T_v - T_{pl}) \quad (2.22)$$

d'où :

$$\frac{1}{U_L . S_{ext}} = \frac{1}{h_{cvp} . S_{int}} + \frac{\text{Log}\left[\frac{r_2}{r_1}\right]}{2\pi.\lambda.L} + \frac{1}{h_{convext} . S_{ext}} \quad (2.23)$$

2.3.4. Coefficient d'échange thermique entre le condenseur et l'air ambiant :

$$h_{convext}$$

Nous retenons une relation traduisant une convection mixte, utilisée par Alidina [30]. Elle découle des résultats expérimentaux obtenus par Kittas [31] pour une serre tunnel:

$$h_{convext} = \frac{\rho.Cp(T_{air})}{1045} \cdot [1,14.(T_{pm} - T_{air})^{0,5} + 6,97.W^{1,6}]^{0,5} \quad (2.24)$$

$\rho.Cp(T_{air})$: Capacité calorifique volumique de l'air à pression constante [$J.m^{-3}.K^{-1}$]

2.4. Méthodologie de résolution numérique

La **figure 2.2** illustre l'organigramme de la méthode numérique ainsi que la procédure utilisée pour résoudre l'équation (2.1).

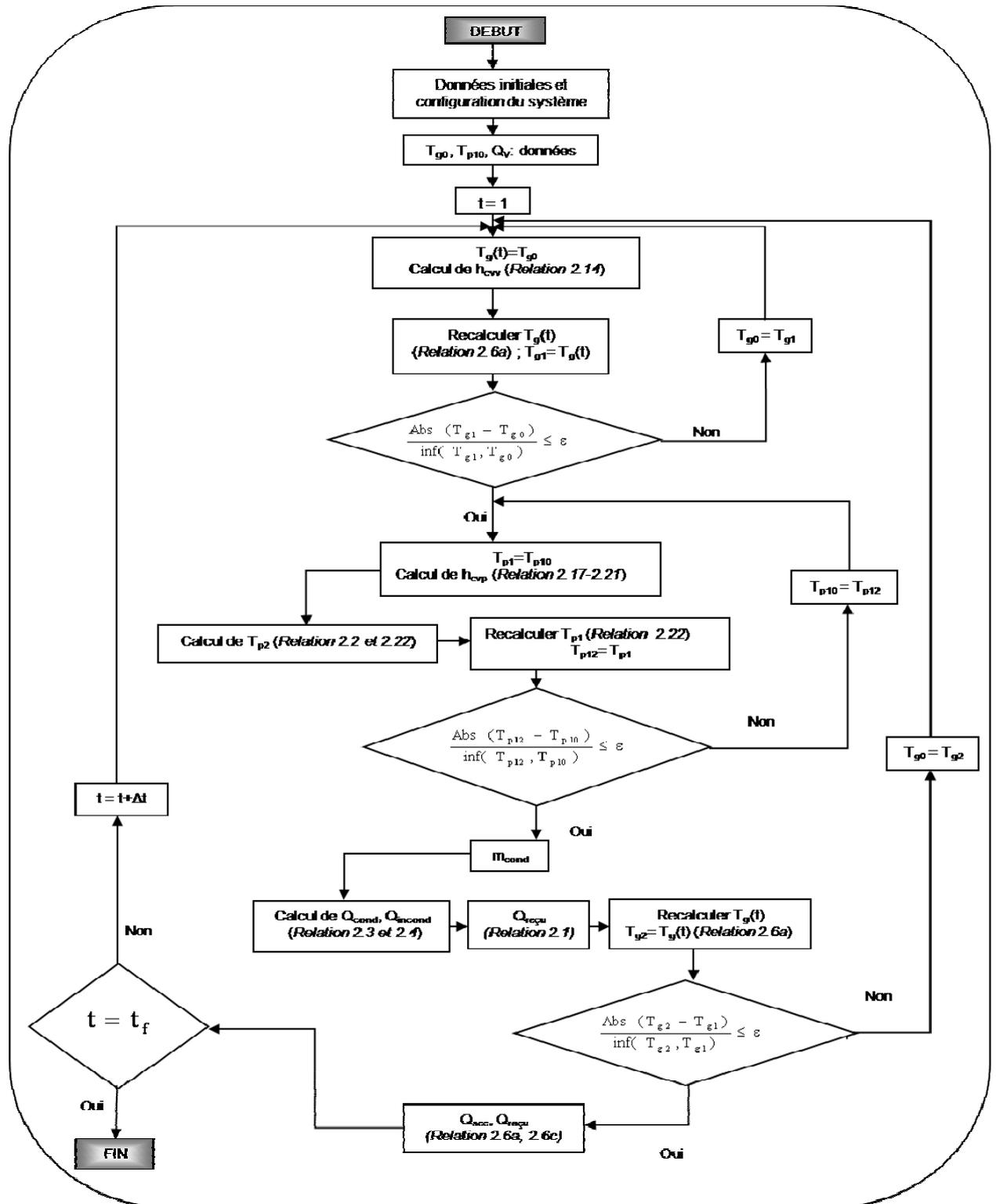


Figure 2.2. Organigramme de la méthodologie de résolution numérique.

CHAPITRE 3

PRESENTATION ET VALIDATION DES RESULTATS

1. Résultats numériques

Les calculs ont été effectués pour une température de la vapeur d'eau à l'entrée du condenseur à lit de granite égale à 95,6°C, trois diamètres équivalents de morceaux de granite ont été considérés (7, 3 et 2 cm). Nous avons analysé l'influence de l'épaisseur du lit de granite et du débit de vapeur d'eau sur les quantités de chaleur mises en jeu lors de la condensation et l'efficacité de condensation.

1.1. Influence du diamètre équivalent des morceaux de granite

Le **tableau 3.1** représente les données utilisées dans les simulations numériques du modèle.

| | Expérience 1 | Expérience 2 | Expérience 3 |
|--|--------------|--------------|--------------|
| Débit de la vapeur à l'entrée du lit de granite. (ml.s ⁻¹) | 0,5554± 0,01 | 0,5554± 0,01 | 0,5554± 0,01 |
| Epaisseur du lit de granite (cm) | 29± 0,25 | 29,5± 0,25 | 30± 0,25 |
| Masse de granite (kg) | 23± 0,23 | 23± 0,23 | 23± 0,23 |
| Diamètre équivalent d'un morceau de granite (cm) | 7± 0,25 | 3± 0,25 | 2± 0,25 |
| Durée de l'opération (mn) | 30 | 30 | 30 |
| Nombre de morceaux de granite | 47 | 253 | 874 |
| Température initiale (°C) | 20± 0,8 | 20± 0,8 | 20± 0,8 |

Tableau 3. 1. Données expérimentales **1** pour différentes valeurs du diamètre équivalent d'une pièce de granite.

Les **figures 3.3 et 3.4** illustrent l'influence du diamètre équivalent des morceaux de granite sur l'évolution au cours du temps de la quantité de condensât et la température du lit de granite.

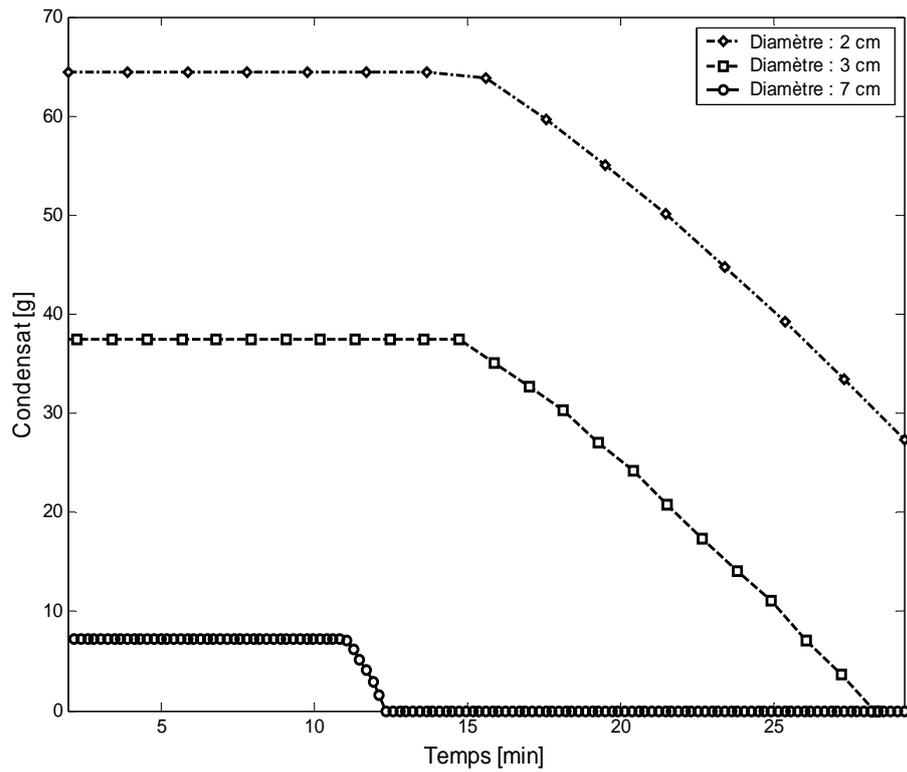


Figure 3.3 : Evolution dans le temps de la quantité du condensât pour plusieurs valeurs du diamètre équivalent du granite.

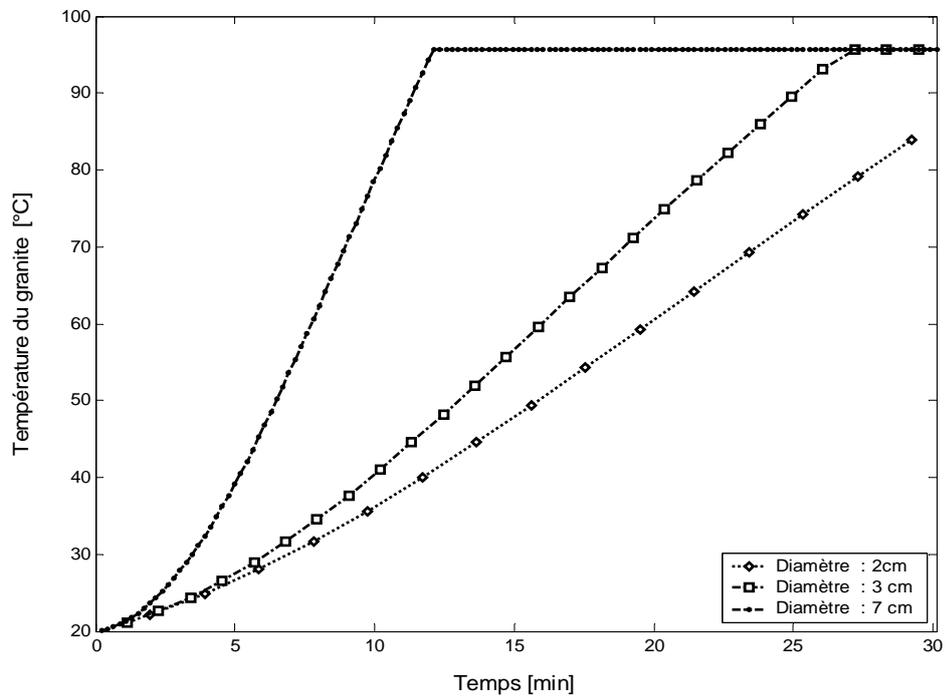


Figure 3.4 : Evolution dans le temps de la température du granite pour 3 valeurs du diamètre équivalent du granite.

On constate que la température du granite augmente brusquement jusqu'à atteindre la température de la vapeur saturante pour un diamètre équivalent de **7 cm** (**figure 3.4**). Pour des diamètres équivalents inférieurs à 7 cm, l'accroissement de la température au cours du temps est monotone et la température de saturation est atteinte après une durée de condensation d'autant plus élevée que le diamètre équivalent est petit. Ces résultats rejoignent ceux concernant l'évolution au cours du temps de la quantité de condensât qui diminue fortement au cours du temps pour le diamètre équivalent de 7 cm et de façon moins rapide pour les autres diamètres retenus dans cette étude. Il en est de même pour la quantité de chaleur de condensation (**figure 3.5**) et pour la quantité de chaleur reçue par le lit de granite (**figure 3.6**).

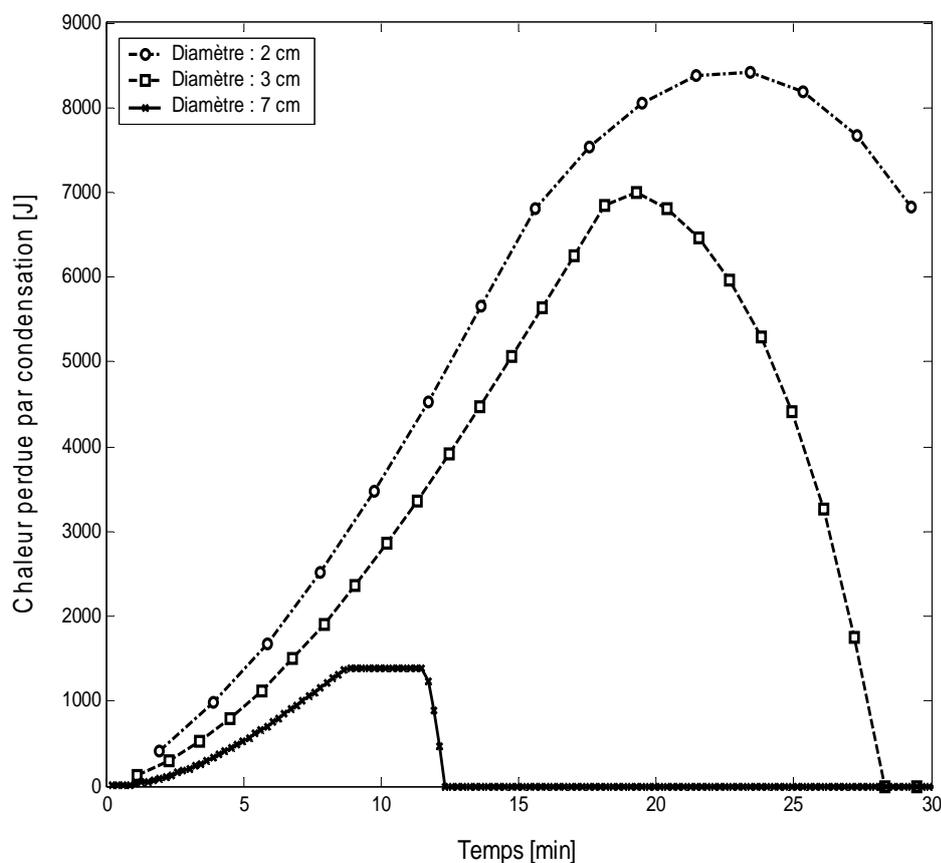


Figure 3.5 : Evolution dans le temps de la chaleur perdue par la condensation de la vapeur saturée, Q_{cond} , pour 3 valeurs du diamètre équivalent du granite.

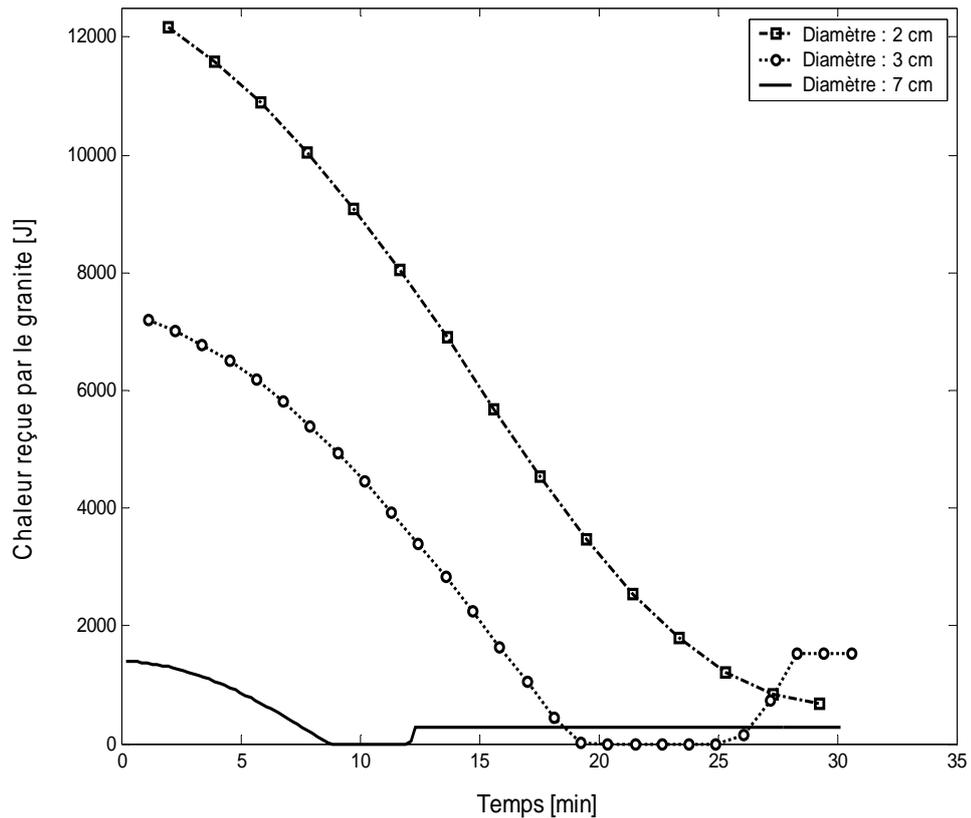


Figure 3.6: Evolution dans le temps de la chaleur reçue par le lit de granite pour plusieurs valeurs du diamètre équivalent du granite, $Q_{reçu}$.

Ces résultats sont dus à l'évolution des transferts convectifs entre la vapeur d'eau et le lit poreux qui s'intensifient lorsque le diamètre équivalent diminue. Il s'ensuit que l'efficacité de condensation décroît lorsque le diamètre équivalent des morceaux de granite augmente (**tableau 3.2**).

| Diamètre équivalent (cm) | 1 | 1.5 | 2 | 2.5 | 3 | 7 |
|--------------------------|-------|-------|-------|-------|-------|-------|
| Efficacité (%) | 59,59 | 75,32 | 85,35 | 91,78 | 76,28 | 38,69 |

Tableau 3.2. Efficacité du condenseur, calculée, pour différentes valeurs du diamètre équivalent d'une pièce de granite.

Le **tableau 3.2** nous montre une valeur du diamètre équivalent de granite qui correspond à une valeur de l'efficacité très élevée de 91,78%, le condenseur est théoriquement efficace. Dans ce cas, la vapeur peut circuler normalement à travers le lit. Mais, pour des valeurs inférieures à 2 cm, par rapport à un débit de vapeur d'eau assez élevé, le problème de porosité intervient. La vapeur ne peut plus entrer dans le lit et bloquée à l'extérieur. Au-delà d'une valeur de 2.5cm, le **tableau 3.2** montre que l'efficacité thermique du condenseur à lit

de granite diminue, l'existence d'une valeur de diamètre d'une pièce de granite optimale est possible qui est en moyenne 2.5 cm selon notre calcul. En général, les valeurs consignées dans le **tableau 3.2** semblent être très élevées à cause du choix de coefficient d'échange par condensation. Cependant, dans la réalité de notre expérience, ces valeurs ne dépassent pas de 75% dans un intervalle de temps bien limité et dans des conditions bien établies.

1.2. Influence de l'épaisseur du lit de granite

Résumons dans le **tableau 3.3** les données expérimentales utilisées dans les simulations.

| | Expérience 4 | Expérience 5 | Expérience 6 |
|---|--------------|--------------|--------------|
| Débit de la vapeur à l'entrée du lit de granite. (ml.s ⁻¹) | 0,5554± 0,01 | 0,5554± 0,01 | 0,5554± 0,01 |
| Epaisseur du lit poreux (cm) | 15± 0,25 | 21± 0,25 | 29± 0,25 |
| Masse de granite (kg) | 13± 0,13 | 18 0,18 | 23 0,23 |
| Diamètre équivalent d'une pièce de granite (cm) | 3 ± 0,25 | 3± 0,25 | 3± 0,25 |
| Durée de l'opération (mn) | 30 | 30 | 30 |
| Nombre de pièces de granite | 253 | 253 | 253 |
| Température initiale (°C) | 20± 0,8 | 20± 0,8 | 20± 0,8 |

Tableau 3. 3 : Données expérimentales **2** pour différentes valeurs de l'épaisseur du lit.

L'efficacité de condensation (**figure 3.8**) augmente avec l'épaisseur du lit de granite parce que la surface d'échange entre la matrice poreuse et la vapeur d'eau est d'autant plus élevée que la quantité de morceaux de granite est importante (**figure 3.7**).

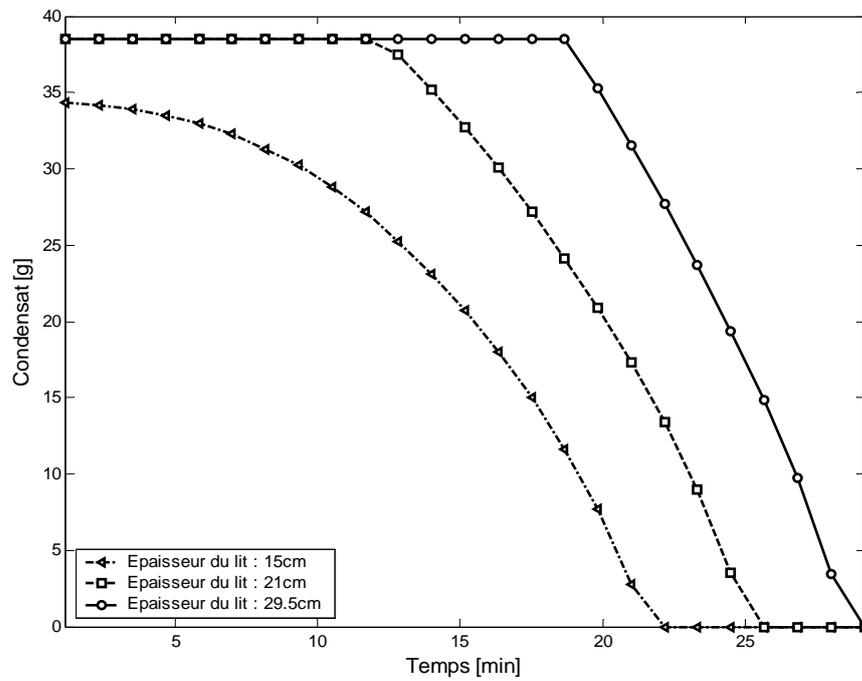


Figure 3.7: Evolution dans le temps de la quantité du condensât pour 3 valeurs de l'épaisseur du lit.

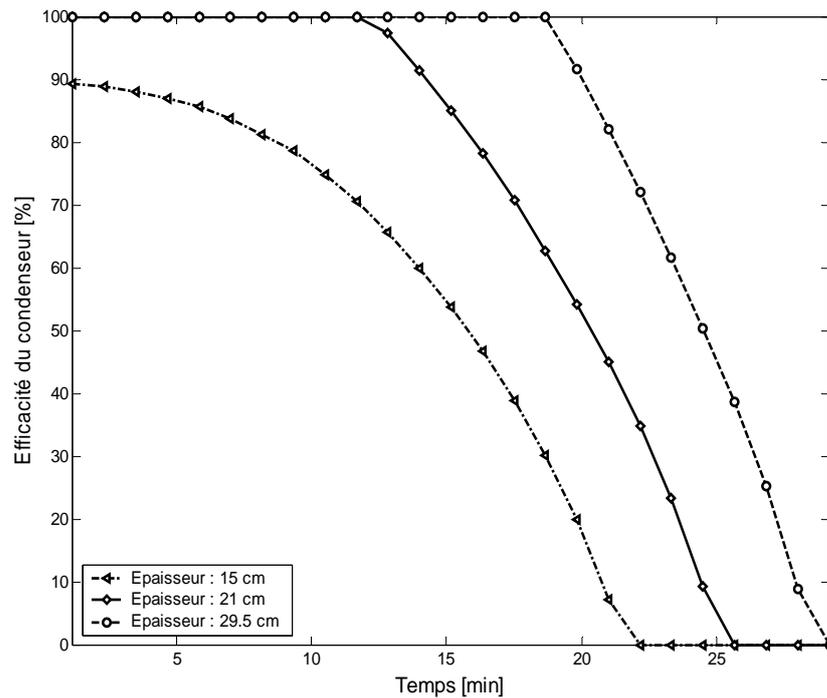


Figure 3.8: Evolution dans le temps de l'efficacité pour plusieurs valeurs de l'épaisseur du lit.

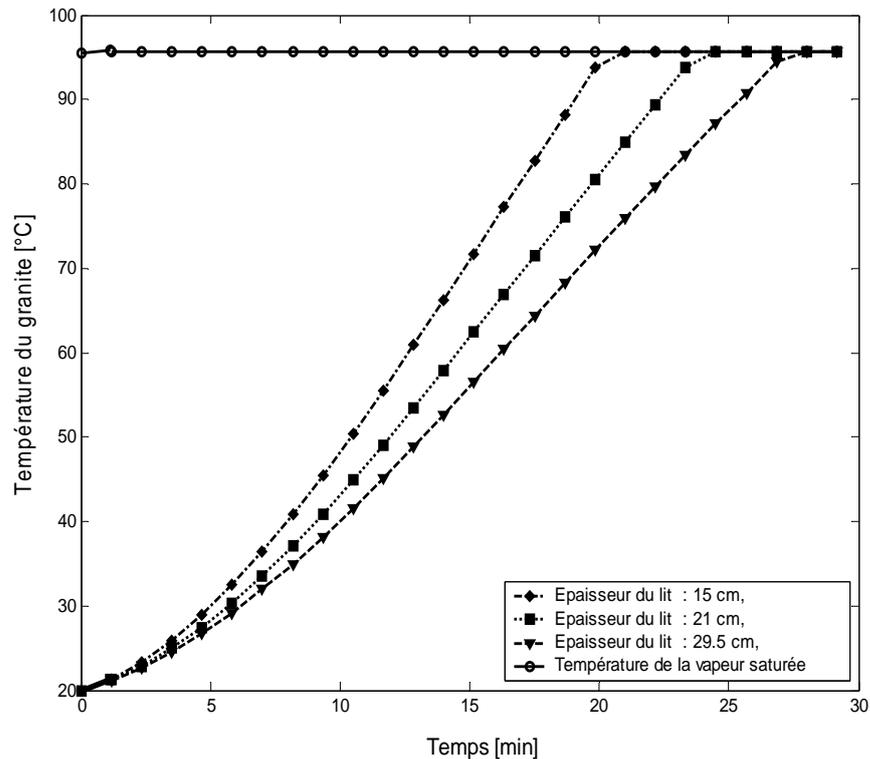


Figure 3.9 : Evolution dans le temps de la température du granite pour 3 valeurs de l'épaisseur du lit.

La température du lit de granite augmente au cours du temps jusqu'à atteindre la température de vapeur saturante en une durée d'autant plus petite que l'épaisseur du lit de granite est faible (**figure 3.9**).

Ce résultat s'explique par le fait que pour un même débit de vapeur d'eau à l'entrée du lit de granite, la quantité de chaleur cédée par la vapeur lors de sa condensation dans le lit de granite provoque un accroissement de sa température d'autant plus importante que la quantité de matériau est faible c'est-à-dire que l'épaisseur du lit de granite est relativement faible.

La **figure 3.10** nous permet de vérifier le bilan thermique au sein du système. La chaleur de condensation augmente au cours du temps jusqu'à atteindre une valeur maximale, à environ 16 minutes du début de la condensation l'opération, qui correspond à la quantité maximale de condensât obtenu et à la température optimale du lit de granite. A partir de cet instant, la quantité de chaleur de condensation diminue avec la quantité de chaleur reçue par le lit puisque sa température augmente au cours temps jusqu'à atteindre la température de saturation. L'examen de la **figure 3.10** montre que pour une épaisseur de garnissage de $L = 21\text{cm}$, un diamètre équivalent de morceaux de granite $D_p = 3\text{ cm}$ soit une masse du granite $m_g = 18\text{ kg}$ le bilan thermique reporté dans l'équation 1 est vérifié.

A l'issue des résultats obtenus ci-dessus, nous en déduisons les conditions suivantes pour l'obtention d'une efficacité de condensation optimale pour le système : une épaisseur de lit de

granite de 29,5 cm pour un diamètre équivalent de 2 cm et un débit de vapeur à l'entrée du lit de granite de 0,5554 ml.s⁻¹.

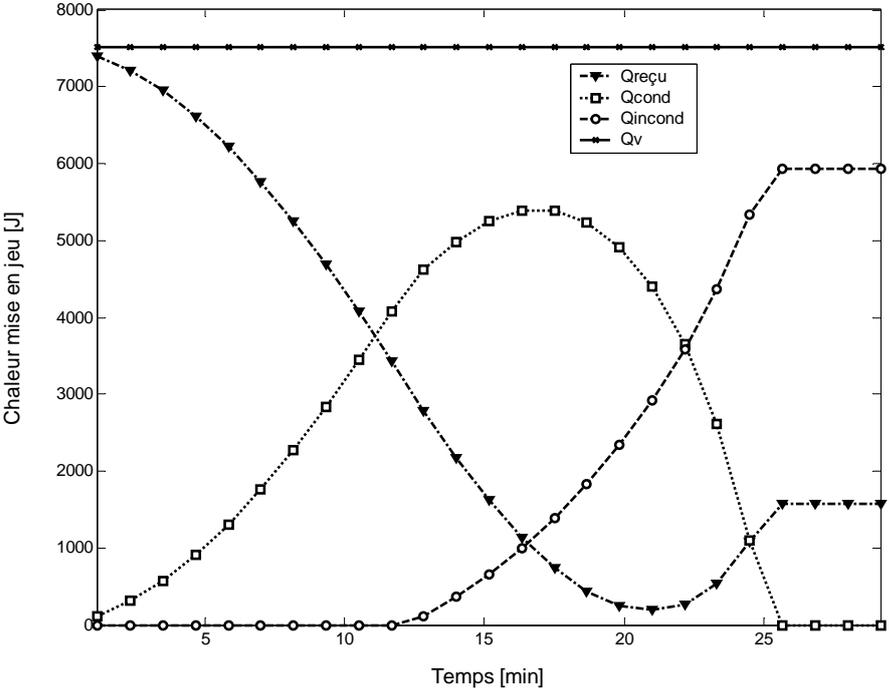


Figure 10 : Evolution dans le temps de la chaleur mise en jeu pour une valeur de l'épaisseur du lit, **L= 21cm**, en rapport avec la chaleur apportée au système, **Q_v**.

1.3. Influence de la durée de l'opération

Le **tableau 3.4** nous montre les données expérimentales utilisées dans les simulations numériques.

| | Expérience 7 | Expérience 8 | Expérience 9 |
|--|--------------|--------------|--------------|
| Température de la vapeur à l'entrée du lit de granite (°C) | 95,6 ± 0,8 | 95,6 ± 0,8 | 95,6 ± 0,8 |
| Débit de la vapeur à l'entrée du lit de granite. (ml.s ⁻¹) | 0,5554±0,01 | 0,5554±0,01 | 0,5554±0,01 |
| Epaisseur du lit (cm) | 30 ± 0,5 | 30 ± 0,5 | 30 ± 0,5 |
| Masse du granite (kg) | 23 ± 0,23 | 23± 0,23 | 23± 0,23 |
| Diamètre équivalent d'une pièce de granite (cm) | 2± 0,25 | 2± 0,25 | 2± 0,25 |
| <i>Durée de l'opération (mn)</i> | 20 | 25 | 30 |
| Diamètre du condenseur (cm), précision 5% | 29,7/29,9 | 29,7/29,9 | 29,7/29,9 |
| Hauteur du condenseur (cm) | 33± 0,25 | 33± 0,25 | 33± 0,25 |
| Nombre de pièces de granite | 874 | 874 | 874 |
| Température initiale (°C) | 20± 0,8 | 20± 0,8 | 20± 0,8 |

Tableau 3.4 : Données expérimentales **3** à différentes valeurs de la durée de l'opération.

Nous présentons sur la **figure 3.11**, l'évolution au cours du temps de la quantité de condensât et de la température du granite.

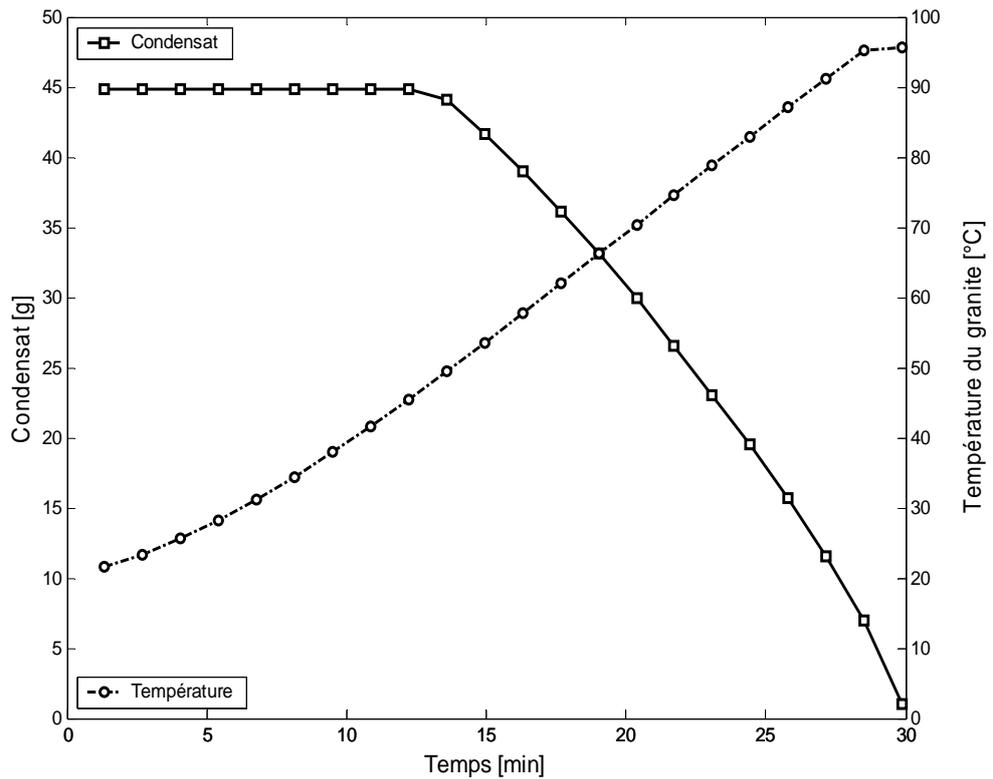


Figure 3.11: Influence de la durée de l'opération sur l'évolution de la quantité du condensât et sur l'évolution de la température du granite dans le lit.

La **figure 3.11** montre que la température du lit de granite augmente au cours du temps et que la quantité du condensât est maximale quelques secondes après le début de la condensation. Cela indique que la vapeur est entièrement condensée dans le lit de granite. Ensuite, la quantité du condensât diminue et la température du lit augmente jusqu'à atteindre la température de saturation de la vapeur d'eau.

1.4. Influence du débit de la vapeur d'eau saturée à l'entrée du condenseur

Les données utilisées dans la simulation sont résumées dans le **tableau 3.5**.

| | Expérience 10 | Expérience 11 | Expérience 12 | Expérience 13 |
|--|------------------|------------------|------------------|------------------|
| Débit de la vapeur à l'entrée du lit de granite. (ml.s ⁻¹) | 0,2167± 0,201 | 0,4111± 0,01 | 0,4889± 0,01 | 0,5554± 0,01 |
| Epaisseur du lit (cm) | 30± 0,25 | 30± 0,25 | 30± 0,25 | 30± 0,25 |
| Masse du granite (kg) | 23± 0,23 | 23± 0,23 | 23± 0,23 | 23± 0,23 |
| Diamètre équivalent d'une pièce de granite (cm) | 2± 0,25 | 2± 0,25 | 2± 0,25 | 2± 0,25 |
| Durée de l'opération (mn) | 30 | 30 | 30 | 30 |
| Nombre de pièces de granite | 874 | 874 | 874 | 874 |
| Température initiale (°C) | 20± 0,8 | 20± 0,8 | 20± 0,8 | 20± 0,8 |

Tableau 3.5. Données expérimentales 4 à différentes valeurs du débit d'entrée de la vapeur d'eau.

La quantité du condensât est naturellement d'autant plus élevée que le débit de vapeur d'eau est important puisque les coefficients qui régissent les transferts de chaleur et de masse entre l'écoulement de la vapeur et le lit de granite sont une fonction de la vitesse d'écoulement de cette vapeur (**figure 3.12**). Il en résulte, comme nous l'avons indiqué précédemment que la température du lit de granite augmente avec le débit de vapeur d'eau (**figure 3.13**).

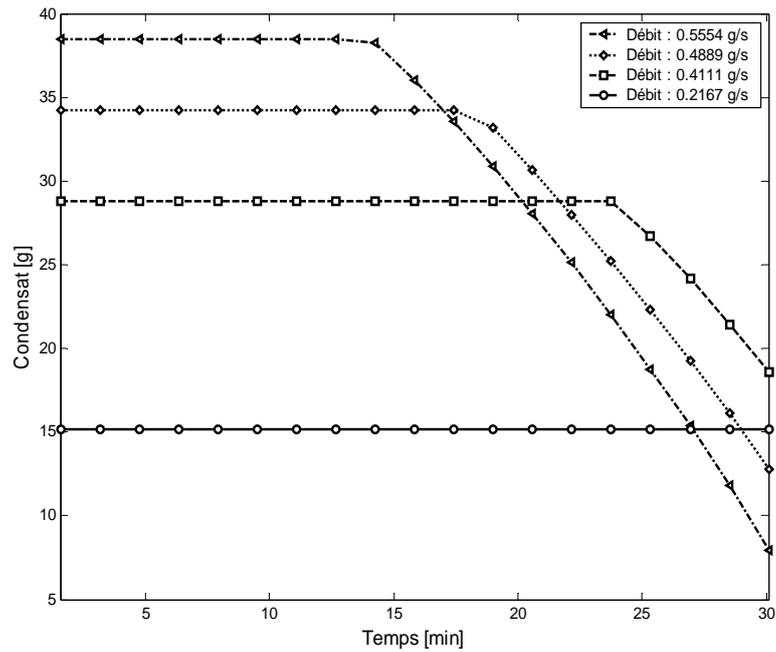


Figure 3.12: Evolution dans le temps de la quantité du condensât pour 4 valeurs du débit de la vapeur saturée à l'entrée.

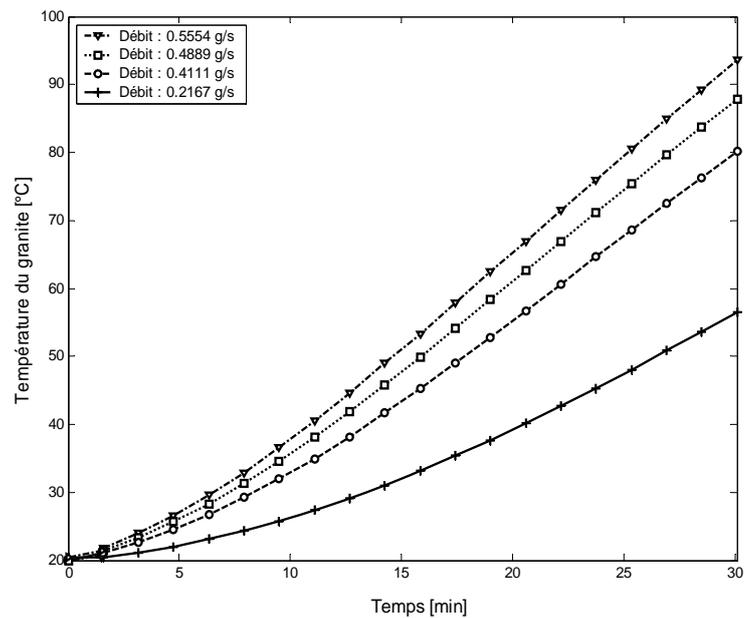


Figure 3.13: Evolution dans le temps de la température du granite dans le lit pour 4 valeurs du débit de la vapeur saturée à l'entrée.

La quantité de chaleur cédée par la vapeur à la traversée du lit de granite est naturellement d'autant plus faible que le débit de vapeur est petit. Ainsi, pour de faibles débits de vapeur, la condensation est totale puisque la quantité de chaleur perdue par la vapeur d'eau saturée non condensée est nulle (**figure 3.15**).

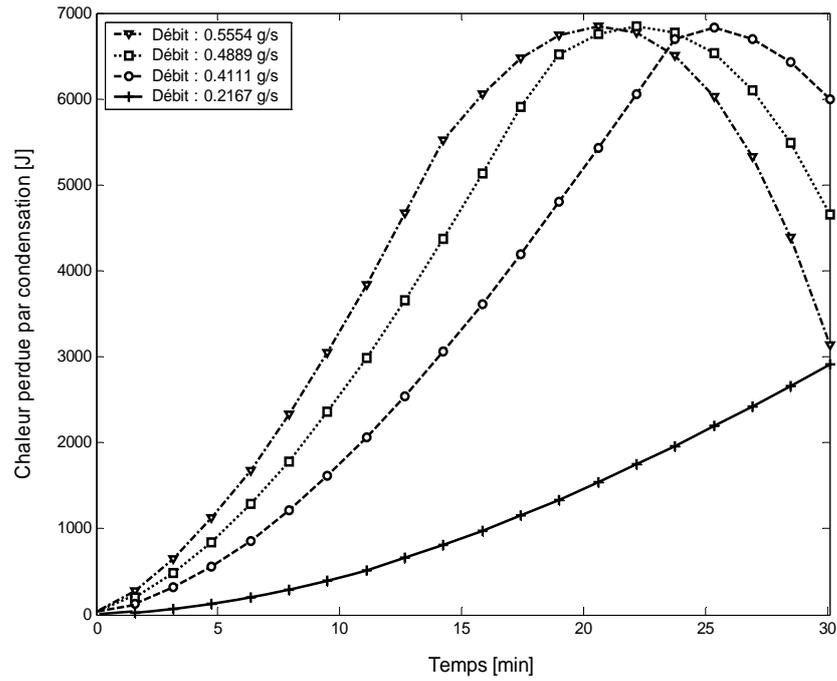


Figure 3.14: Evolution dans le temps de la chaleur perdue par la condensation de la vapeur saturée, Q_{cond} , pour plusieurs valeurs du débit de la vapeur saturée à l'entrée.

Comme nous l'avons mentionné précédemment l'évolution au cours du temps de cette quantité de chaleur diminue pour atteindre la même valeur à 15 mn traduisant ainsi la fin du processus de condensation et par la suite un transfert de chaleur entre la vapeur et le lit de granite par mode sensible. Il s'ensuit une réduction de la quantité de condensat (**figure 3.14**) et par conséquent de la quantité de chaleur emportée par la vapeur non condensée (**figure3.15**)

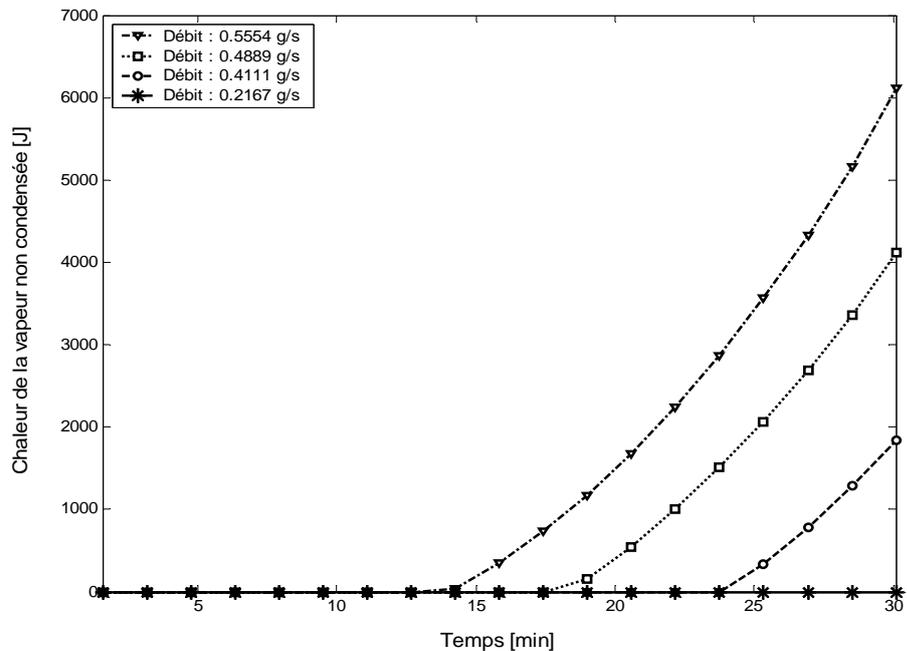


Figure 3.15: Evolution dans le temps de la chaleur perdue par la vapeur saturée non condensée, Q_{incond} , pour plusieurs valeurs du débit de la vapeur saturée à l'entrée.

1.5. Influence de la température initiale du granite

Le **tableau 3.6** concerne les données théoriques utilisées pour mettre en œuvre le programme de calcul.

| Débit de la vapeur à l'entrée du lit de granite. (ml.s ⁻¹) | Masse du granite (kg) | Diamètre équivalent d'une pièce de granite (cm) | Durée de l'opération (min) |
|--|-----------------------|---|----------------------------|
| 0,5554± 0,01 | 23± 0,23 | 3± 0,25 | 30 |

Tableau 3.6: Données théoriques utilisées pour mettre en œuvre le programme de calcul.

La quantité de chaleur cédée par la vapeur lors de sa traversée à travers le lit de granite est d'autant plus élevée que la température initiale du lit de granite est faible. En effet, pour de telles valeurs de température, la quantité de chaleur apportée par la vapeur au lit poreux est utilisée pour chauffer le lit de granite jusqu'à la température de la vapeur saturante. Ainsi, la quantité de chaleur cédée au lit de granite diminue avec l'accroissement de la température initiale du lit de granite. Il en résulte une quantité de condensat plus faible que celle obtenue pour des températures initiales plus élevées (**figures 3.16, 3.17**).

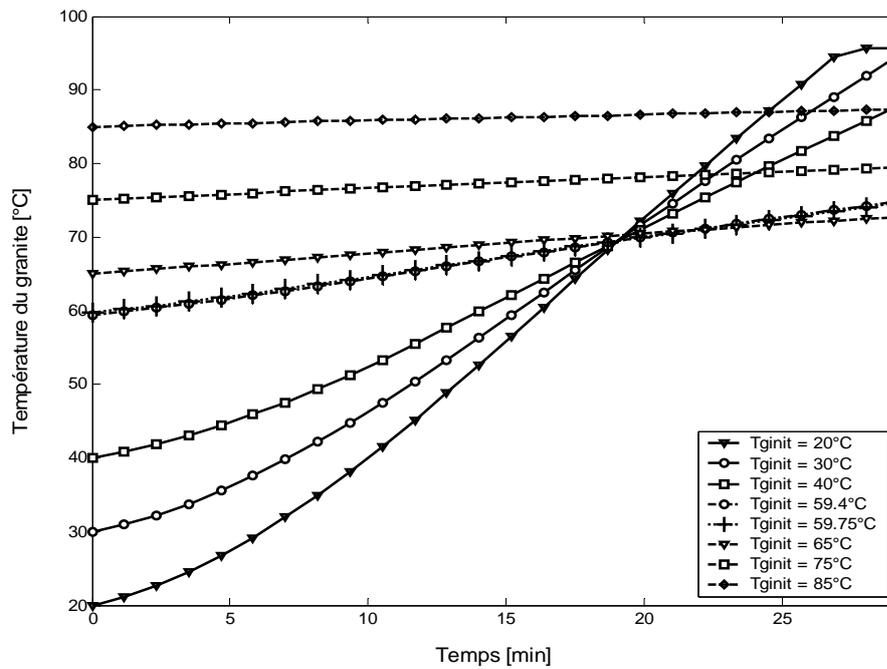


Figure 3.16: Evolution dans le temps de la température du granite pour plusieurs valeurs de la température initiale du granite.

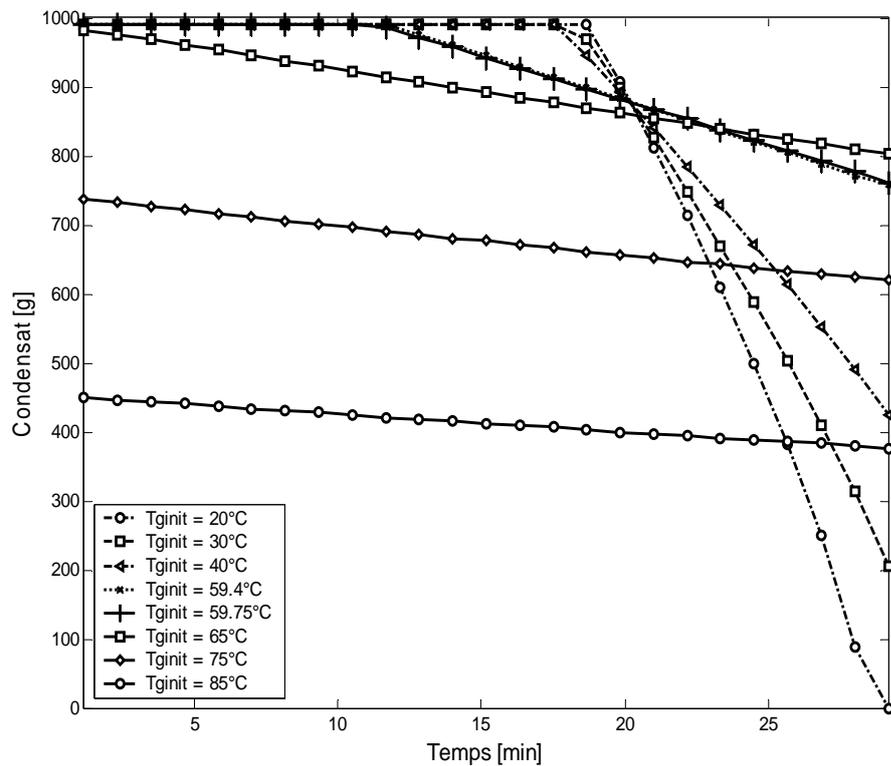


Figure 3.17: Evolution dans le temps de la quantité de condensât pour plusieurs valeurs de la température initiale du granite.

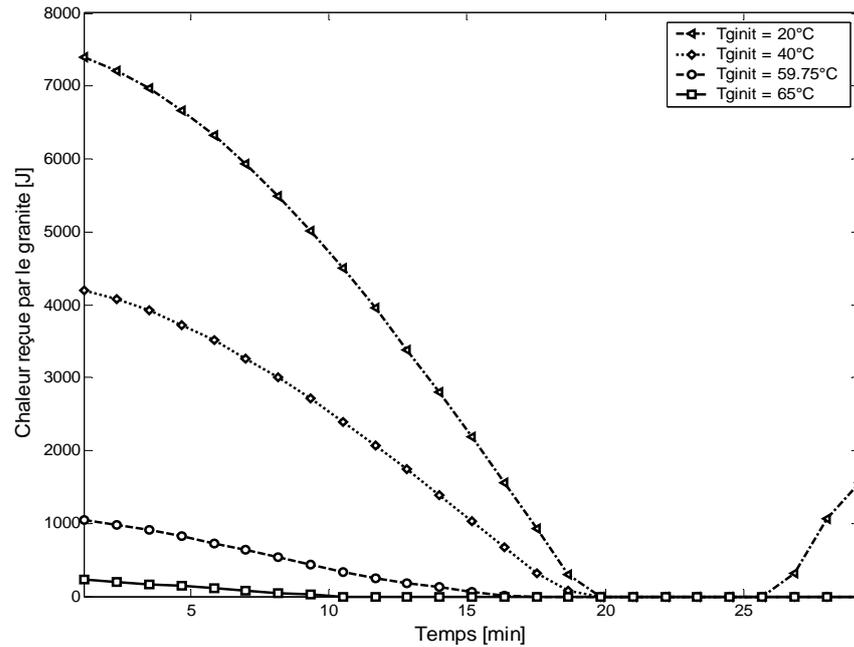


Figure 3.18: Evolution dans le temps de la chaleur reçue par le granite pour 4 valeurs de la température initiale du granite, 20°C, 40°C, 59.75°C, 65°C.

Pour des températures initiales proches de la température de condensation de la vapeur, la quantité de chaleur cédée par la vapeur au lit de granite est inférieure à celle correspondant à des températures initiales différentes puisque la quantité de chaleur nécessaire au chauffage du granite est d'autant plus faible que la température initiale est proche de la température de condensation (**figures 3.17, 3.18**).

2. Résultats expérimentaux

2.1. Conditions de l'expérience

Les conditions retenues sont présentées dans les **tableaux 3.1, 3.3, 3.4, 3.5 et 3.6**.

2.2. Influence des paramètres de fonctionnement du système

L'efficacité du condenseur diminue avec l'augmentation du diamètre équivalent puisque pour une même épaisseur du lit de granite, la surface d'échange entre la vapeur et le lit de granite diminue avec l'augmentation du diamètre équivalent des morceaux de granite (**figure 3.19, 3.20**). Cette efficacité est naturellement, pour les raisons mentionnées précédemment, d'autant plus élevée que l'épaisseur du lit de granite est importante. Ce résultat doit être corrélé avec l'accroissement des pertes de charges à travers du lit de

granite (non considérée dans cette étude) ; aussi, l'épaisseur du lit de granite ne doit pas être supérieure à une valeur optimale.

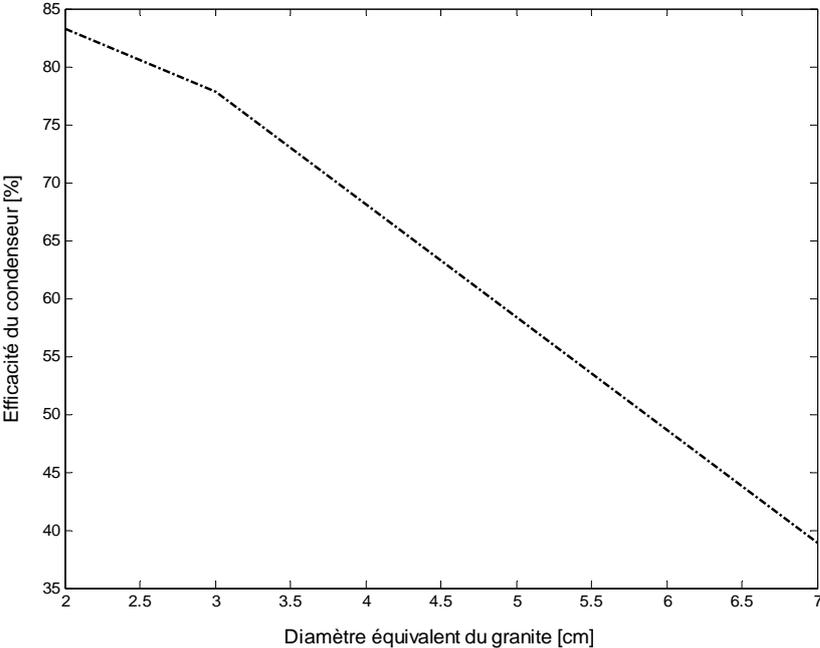


Figure 3.19. Influence du diamètre équivalent du granite sur l'efficacité thermique du condenseur.

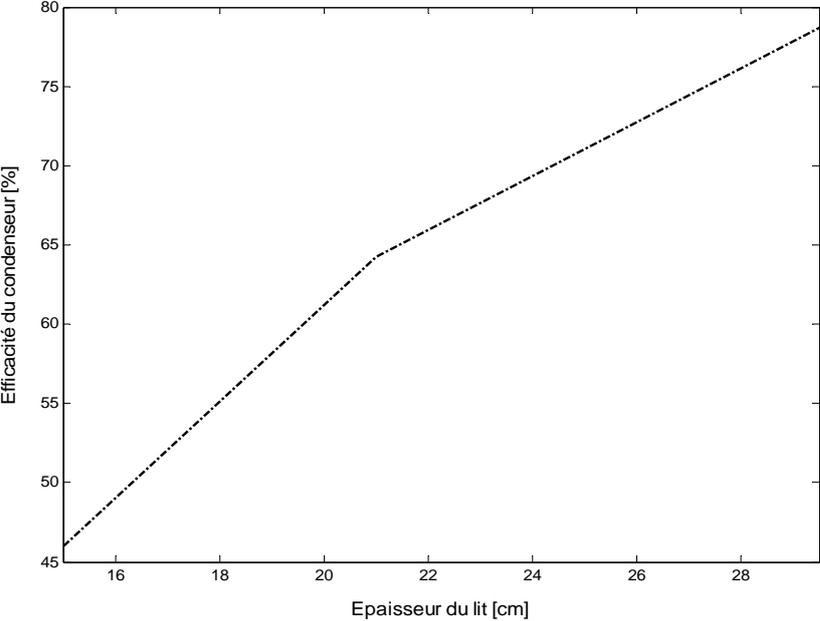


Figure 3.20. Influence de l'épaisseur du lit sur l'efficacité thermique du condenseur.

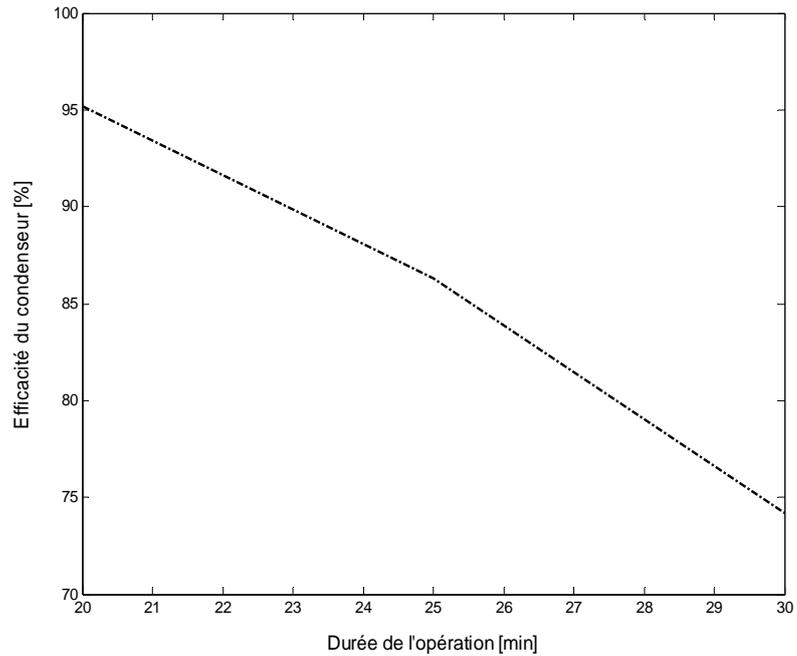


Figure 3.21 : Influence de la durée de l'opération sur l'efficacité thermique du condenseur.

L'efficacité thermique du condenseur diminue au cours du temps puisque la condensation de la vapeur est conditionnée par la température du lit de granite qui augmente au cours du temps (**figure 3.21**).

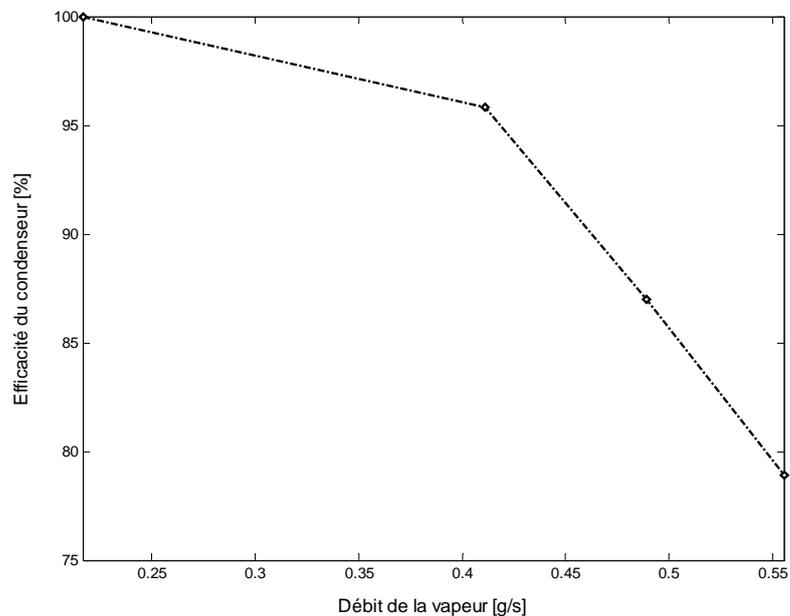


Figure 3.22 : Influence du débit de la vapeur saturée à l'entrée du condenseur sur l'efficacité thermique du condenseur.

Comme nous l'avons mentionné précédemment, l'efficacité du condenseur à lit de granite est d'autant plus élevée que le débit de vapeur est faible (**Figure 3.22**).

2.3. Evolution instantanée de la quantité du condensât

Nous avons retenu la condition de l'expérience résumée dans le **tableau 3.7**.

| | |
|---|-----------|
| Débit de la vapeur (ml.s ⁻¹) | 0,5554 |
| Diamètre équivalent d'une pièce de granite (cm) | 2 - 2,5 |
| Durée de l'opération (min) | 30 |
| Epaisseur du lit (cm) | 26,5 - 27 |
| Intervalle de mesure ou pas de temps (s) | 60 |
| Masse du granite dans le lit (kg) | 23 |
| Température de la vapeur saturée (°C) | 95,31±0,8 |
| Température initiale du lit (°C) | 25±0,8 |

Tableau 3.7: Condition de l'expérience.

Pour les mêmes conditions d'expérimentation, nous avons multiplié le nombre d'essais autant que possible pour qu'on puisse obtenir des valeurs plus proches de la réalité. La **figure 3.23** illustre l'évolution de la quantité du condensât produit à chaque instant pendant 30 minutes pour trois essais successifs.

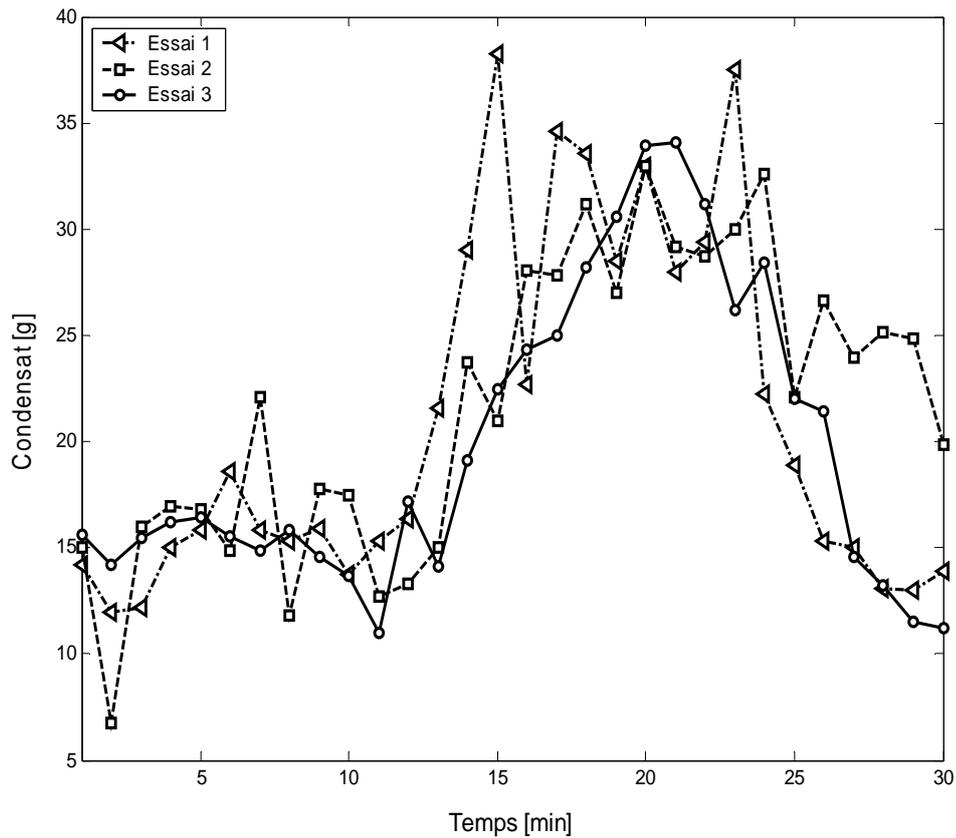


Figure 3.23. Evolution instantanée de la quantité du condensât.

Les expériences sont relativement limitées en nombre vu la complexité de la structure et les problèmes de métrologie qu'on peut rencontrer dans le cadre d'étude des milieux poreux.

2.4. Evolution dans le temps de la quantité du condensât

La **figure 3.24** nous montre que la quantité du condensât augmente au cours du temps de distillation.

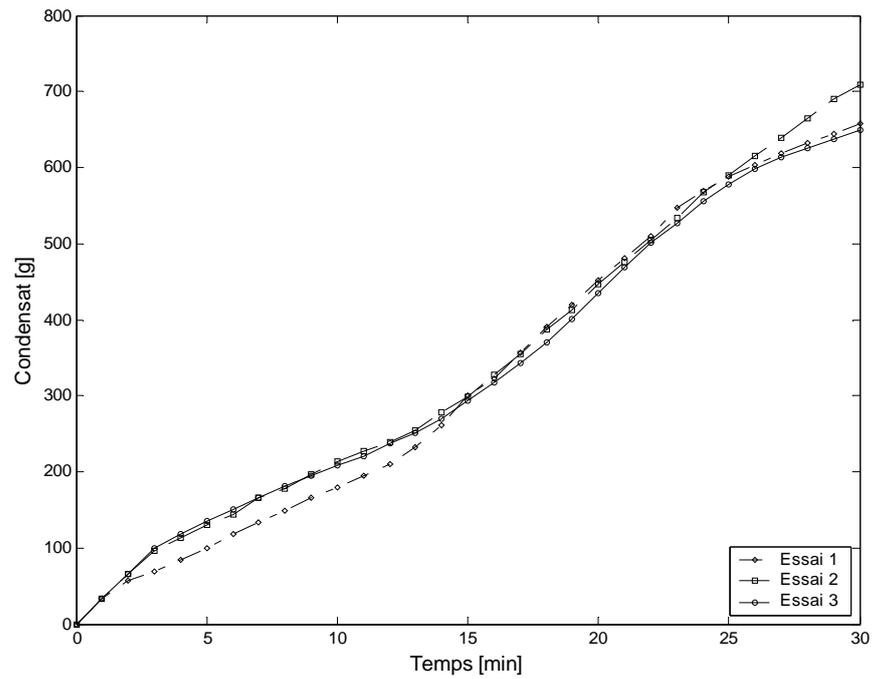


Figure 3.24. Evolution de la quantité du condensât en fonction du temps.

2.5. Evolution de la température du lit

La **figure 25** nous montre l'évolution de la température du lit de granite pour différents essais. Les résultats obtenus sont en bon accord d'un essai à un autre.

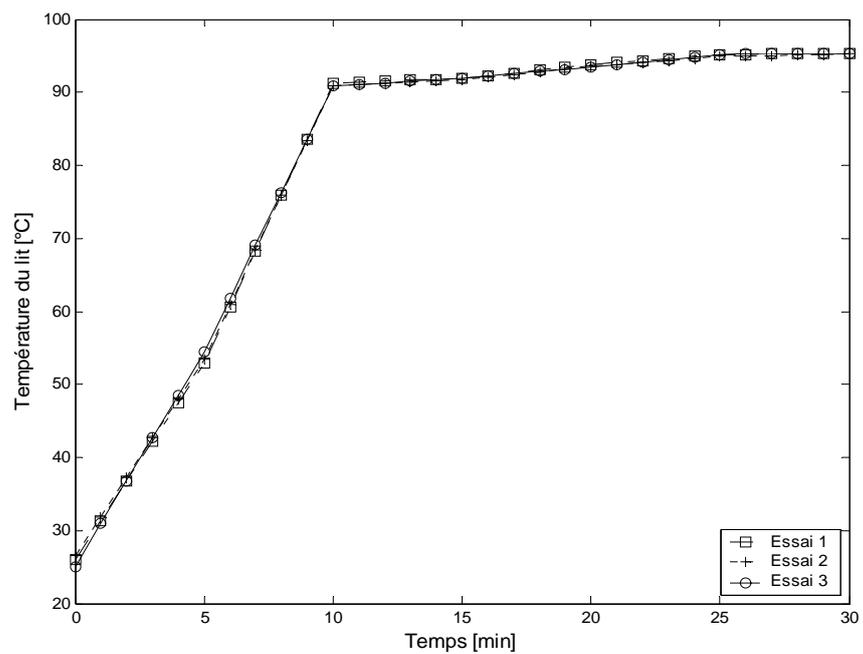


Figure 3.25. Evolution de la température du lit en fonction du temps.

Entre la 5^{ème} et 10^{ème} minute du début de l'opération, l'accroissement de la température du lit est très significatif.

3. Validation des résultats

3.1. Comparaison des courbes obtenues expérimentalement et par la simulation

Nous donnons ci-dessous (**Figure 3.26 - 3.27**) les graphes obtenus expérimentalement et par calculs afin de les comparer.

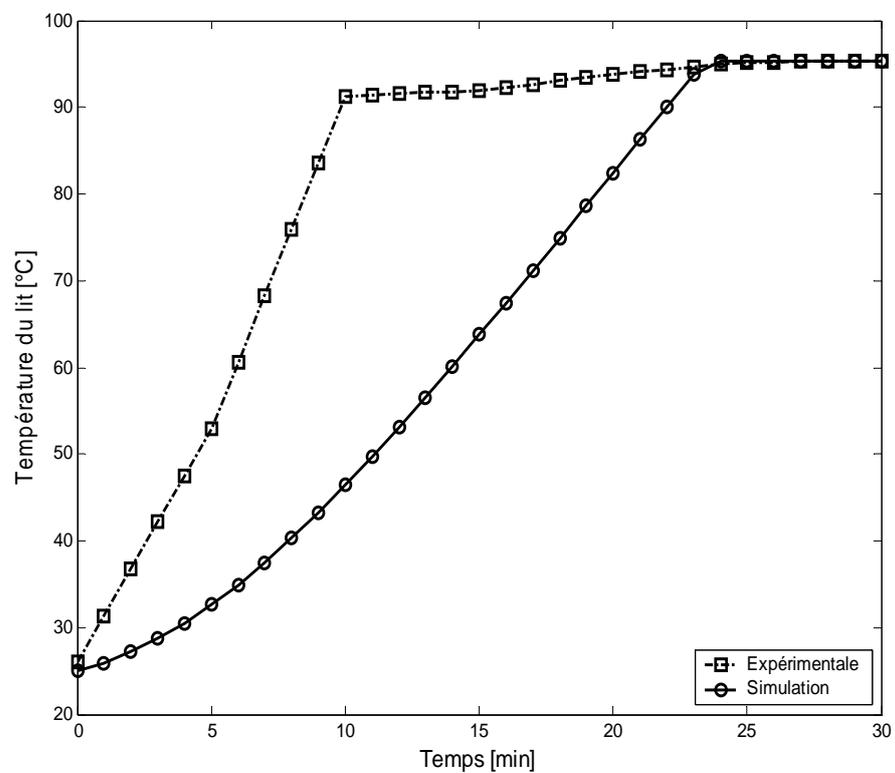


Figure 3.26. Comparaison de la courbe théorique avec celle obtenue expérimentalement (**essai 1**). Evolution de la température du lit poreux.

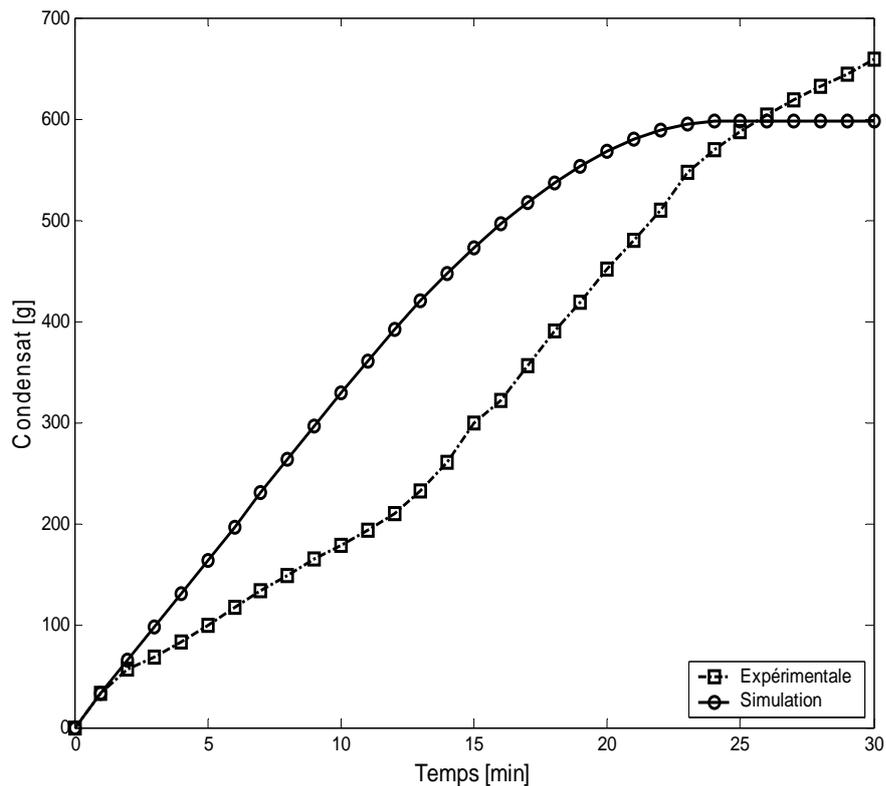


Figure 3.27. Comparaison de la courbe théorique avec celle obtenue expérimentalement (**essai 1**). Evolution de la quantité du condensât.

3.2. Calculs d'erreurs

Nous avons effectué les calculs d'erreurs quadratiques moyennes pour déterminer les erreurs des mesures successives effectuées pendant les expérimentations. Aussi, nous avons adopté cette technique dans les calculs théoriques, **Annexe 7**.

En ce qui concerne l'efficacité générale du condenseur (ou quantité de la masse condensée) dans la condition du **tableau 3.7**, nous avons trouvé une valeur de **(60,39 ± 2,33)%** et de **(67,91 ± 1,90)%**. L'erreur relative entre les valeurs théorique et les valeurs expérimentales de l'efficacité du condenseur est de **12,46%**.

Par contre, l'erreur relative obtenue à partir de la température du lit est relativement élevée, **(37,07 ± 1,26)%**. Cela est dû aux faits suivants :

- La complexité des structures et les problèmes de métrologie pour l'étude des milieux poreux.
- Le choix et adaptation du coefficient d'échange au problème des milieux poreux.
- La perte de charge non prise en compte.

- La géométrie du morceau de granite choisi est aléatoire.
- La valeur de la porosité des milieux poreux est constante.
- Le problème est unidimensionnel ;

3.3. **Conclusion**

Nous estimons d'après les résultats obtenus que le condenseur que nous avons conçu réponde aux conditions d'efficacité exploitable. D'après les représentations graphiques obtenues, nous pouvons conclure que la correspondance entre la théorie et l'expérience est très satisfaisante.

CONCLUSION DE LA TROISIEME PARTIE

A l'issue de ce travail, nous disposons donc d'un dispositif de distillateur à lit poreux de granite destiné particulièrement pour la purification des eaux saumâtres.

Ce dispositif, simple et efficace, a été conçu à partir d'une enceinte métallique du commerce légèrement modifiée et améliorée par nos soins et reliée à un système d'acquisition et de traitement des données. Nous l'avons rempli de morceaux de granite pour former une matrice poreuse dans laquelle circule l'eau saumâtre pour se condenser.

Nous avons procédé à des études théorique et expérimentale des performances d'un condenseur à lit de granite. Le modèle théorique est basé sur les équations de transfert établies à partir de bilans thermique et massique au niveau du condenseur. La résolution des équations de transfert par la méthode itérative nous a permis de déterminer les valeurs du débit de vapeur d'eau, le diamètre équivalent du morceau de granite et l'épaisseur du lit de granite pour lesquelles la condensation de la vapeur d'eau est totale. Les résultats théoriques sont en bon accords qualitatif et quantitatif avec les résultats expérimentaux obtenus sur une unité pilote de distillation comportant un distillateur à lit de granite et un condenseur à faisceau de tubes.

Des calculs d'erreurs ont été associés aux résultats. D'une part, ils ont permis de démontrer la performance et la fiabilité de nos appareils de mesure, avec des erreurs relatives de l'ordre de **12,46%** pour la valeur de l'efficacité du condenseur. D'autre part, ils ont permis aussi de conclure que le débit de la vapeur d'eau saumâtre, l'épaisseur du lit poreux, le diamètre équivalent du granite sont des paramètres influant sur l'évolution de l'efficacité du condenseur

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES DE LA TROISIEME PARTIE

- [1]. McCabe, W. L., & Thiele, E. W. Graphical design of fractionating columns. *Industrial Engineering Chemistry*, 17(1925). 605.
- [2]. Sami Pelkonen, Andrzej Gorak, Andre Ohligschläger, Ruth Kaesemann. Experimental study on multicomponent distillation in packed columns. *Chemical Engineering and Processing* 40(2001):235–243
- [3]. Chassériaux J.M. Thermal conversion of the solar radiance I. BORDAS, Paris (1984).pp.59-67
- [4]. Leontiev A. Theory of the exchanges of heat and mass, Mir Edition. Moscou. (1985),
- [5]. Krasnochtchekov E, A.Soukomef. Problems of heat transfers. Mir Edition. Moscou. (1985), 449-450.
- [6]. TOVAZHNYANSKIJ L. L. ; KAPUSTENKO P. A. Échange de chaleur et de masse lors d'une condensation de vapeur à partir d'un mélange gaz-vapeur dans les canaux de condenseurs à plaques. *Teploenergetika*, n°2(1984).pp. 52-54(14 réf.).
- [7]. CHUNG J. N.; TAE-HO CHANG A mathematical model of condensation heat and mass transfer to a moving droplet in its own vapor. *Journal of heat transfer*. Vol. 106, n°2, (1984). pp. 417-424 (16 refs.)
- [8]. Sundararajan T. , A. Roy Chaudhuri, K. N Seetharamu. Modeling of Steam Surface using finite elements Methods, John Wiley INTERSCIENCE Volume 13 (2) (2009), Pages 909 – 921.
- [9]. Cuevas, Cristian. Development and validation of a condenser three zones model, *Applied Thermal Engineering*(2009)
- [10]. Denis LEDUCQ, Hélène MACCHI-TEJEDA, Otman JABBOUR, Tarik SERGHINI. Experimental study and thermal modeling of a R404a Small channel air condenser. 21st IIR.International Congress of Refrigeration, Washington august 2003.
- [11]. Ma X-h. Condensation heat transfer of steam on vertical drop wise and film wise coexisting surfaces with a thick organic film promoting drop wise mode. *Ingenta J*. 15(2003), 239-253
- [12]. Belgacem DHIFAoui. Etude numérique et expérimentale des échanges thermiques au sein d'un canal de milieu poreux et soumis à un chauffage pariétal. 12èmes Journées Internationales de Thermique, Tanger Maroc du 15 au 17 Novembre 2005.
- [13]. S. YAGI, D. KUNII ET N. WAKAO, «Radially thermal conductivities in packed beds ». ASME. *International Development in Heat Transfer* (1961). . pp 742-749

- [14]. S. ERGUN, « Fluid flow through packed columns », Chem. Eng. Prog. Vol. 48, (1952). pp 89-94
- [15]. Bakhvalov N. Numeric methods, Analysis, algebra. Ordinaries differentials equations. MIR Edition, Moscow (1984). . Pp.449-450
- [16]. Bailly M. Technical thermodynamics 3. Complements of problems. Bordas Paris-Montréal (1971), 706-715.
- [17]. Rakotondramiarana H.T. : Étude théorique du séchage thermique et de la digestion anaérobie des boues des stations d'épuration - Mise au point des dispositifs pilotes de laboratoire pour la caractérisation expérimentale liée au séchage et à la méthanisation des boues. Thèse de Doctorat, Université de la Réunion(2004).
- [18]. Ramamonjisoa B. O. Contribution au développement de séchoirs à chauffage partiellement solaire à la Réunion : mise au point d'un dispositif de mesure de vitesse de séchage en couche mince et d'un code de calcul d'abaques de dimensionnement, Thèse de Doctorat, Université de la Réunion (1993).
- [19]. Duffie J.A, Beckman W.A (1977). Solar engineering of thermal processes.Wiley Interscience. New York.
- [20]. Pierre CORMAULT. Thermique théorique et Pratique, Seconde édition. Ecole spéciale de mécanique et d'électricité. SUDRIA France(1999), 173-175.
- [21]. Touloukiany, Denitt D.P. Thermophysical properties of matter. New York (1970).
- [22]. Ramamonjisoa B. O Instrumentation of the complex systems. Driers to partially solar heating, solar water heat, heat pumps. DUMEE, University of Indian Ocean. (2000).
- [23]. H. M. Andrianantenaina, B. O. Ramamonjisoa and B. ZEGHMATI. Survey and realization of distiller's prototype to three horizontal compartments. International Journal of the Physical Sciences. **Academic Journals**. Issue March 2010. Pp.261-273
- [24]. H. M. Andrianantenaina, B. O. Ramamonjisoa et B. ZEGHMATI Analyse de la performance du condenseur de vapeur à lit poreux de granite : Expérimentation et simulation. Acte de colloque, Symposium Biomad 2009 du 13 au 15 octobre 2009. **Mada Revue**. Pp 49-54.
- [25]. Samia JABALLAH, Rachid BENNACER, Habib SAMMOUDA, Ali BELGHITH. Etude de la convection mixte dans un canal a couches poreuses hors équilibre thermique local. Publié dans JITH 2007, Albi : France (2007).
- [26]. Dalel HELEL, Nouredine BOUKADIDA. Transfert de chaleur et de masse dans un milieu poreux non saturé soumis à une convection forcée laminaire. Publié dans JITH 2007, Albi : France (2007).

- [27]. Mohamed ASBIK, Belkacem ZEGHMATI, Xavier CHESNEAU, Wei-Mon YAN. Etude analytique de la condensation laminaire de type film d'une vapeur saturée dans un canal vertical dont les parois sont recouvertes d'une couche poreuse. publié dans "JITH 2007, Albi : France (2007).
- [28]. RAKOTOVAO J.D. Thermique théorique et Pratique, Stockage à lit de galet. Institut pour la Maîtrise de l'Énergie. Université d'Antananarivo (1983), pp 27.
- [29]. Donadieu, Transmission de la chaleur dans les milieux granulaires, Etude du lit fixe et du lit fluidisés. Thèse de Docteur-Ingénieur. Paris, 1961.
- [30]. Alidina M.E. faisabilité techno-économique d'un séchoir hybride réalisé à partir d'un hangar métallique. Application au séchage du paddy. Thèse Sci., Université de Poitiers. (1991).
- [31]. Kittas C. Contribution théorique et expérimentale à l'étude du bilan d'énergie des serres. Thèse Docteur –Ingénieur, Université de Perpignan. (1980).

CONCLUSION GENERALE

A l'issu de ces travaux, nous avons pu effectuer l'étude du prototype de distillateur pour la production d'éthanol et la purification des eaux saumâtres. En général, les modèles développés sont basés sur l'établissement des équations de transfert de chaleur et de masse ainsi que sur l'équilibre vapeur-liquide.

D'une part, l'étude et la réalisation du prototype de distillateur à trois compartiments pour la production d'éthanol ont été effectuées et des résultats ont été obtenus concernant notamment les conditions de fonctionnement du distillateur. Ces dernières ont pu être obtenues à partir de simulations numériques de modèles et validées à l'aide d'expériences : les fluides caloporteurs F_1 et F_2 dont le débit est compris entre 20 ml.s^{-1} et 100 ml.s^{-1} , de température : 95°C au minimum. La concentration minimale en éthanol du mélange est de 25% d'éthanol en volume, alors que la concentration moyenne du produit obtenu est de 70% d'éthanol en volume.

D'autre part, la deuxième partie de ces travaux concerne l'optimisation énergétique de l'alambic solaire haute performance qui nous a permis de rappeler l'importance et l'opportunité de la régénération énergétique. On a pu déterminer la chaleur apportée au bouilleur, la fraction massique du fermentât, la chaleur de régénération, la valeur optimale de la concentration du fermentât, 45%, et la concentration du distillat, 95%. Nous avons espéré obtenir des résultats plus intéressants en utilisant un capteur à tôle ondulée vu sa capacité de réception et d'accumulation de chaleur plus élevées et en régénérant l'énergie perdue par la vapeur et par le résidu. De plus, la caractéristique, des éléments qui composent l'alambic, a été améliorée. Il fonctionne entièrement en énergie solaire. Le système de colonne de distillation incorporé dans le distillateur joue un rôle important sur la régénération énergétique du système. Finalement, les résultats théoriques obtenus sont meilleurs que ceux obtenus dans la première partie.

De plus, l'étude et la réalisation d'un prototype de condenseur de vapeur d'eau saumâtre à lit poreux de granite ont été effectuées dans la troisième partie. On a pu conclure qu'il est possible de produire une meilleure qualité de distillât en utilisant la matrice poreuse de granite malgré une petite impureté de distillat au début de l'expérimentation.

En général, les résultats obtenus dans ces travaux sont satisfaisants et encourageants malgré les problèmes rencontrés se rapportant à la métrologie.

En perspective, des suites logiques à ces travaux sont possibles. Au niveau expérimental, l'amélioration de la métrologie adoptée fera l'objet de l'obtention de meilleurs résultats, particulièrement le cas du condenseur à lit poreux de granite. En outre, La réalisation de l'alambic solaire suivant les conditions déduites de l'optimisation énergétique sera envisagée pour la raison de validation expérimentale de la méthode théorique établie. Au niveau théorique, les méthodes de calcul utilisées dans ces travaux pourraient être améliorées.

ANNEXES

ANNEXE 1

Description générale de quelques procédés de distillation existant

INTRODUCTION

Le principal objectif de ce chapitre est de faire un état des lieux des diverses techniques utilisées dans le procédé de distillation. La distillation est toujours suivie de rectification des produits obtenus afin d'obtenir une bonne séparation des mélanges.

Dans cette partie nous distinguons deux TECHNIQUES de séparation d'un mélange à deux constituants :

- La technique classique de distillation utilisant des combustibles, de l'énergie électrique.
- La distillation solaire en utilisant l'énergie solaire comme source principale de l'énergie.

1. TECHNIQUE CLASSIQUE DE DISTILLATION

La rectification est une opération unitaire permettant de séparer les constituants d'un mélange (que nous considérerons comme binaire dans la suite). Elle se base sur la différence de volatilité entre ces constituants. C'est une des opérations de séparation les plus employées dans le domaine de la chimie et de la pétrochimie.

Principe : lors de la mise en équilibre d'une phase liquide avec sa phase vapeur, on s'aperçoit que la phase vapeur est plus riche en constituant volatil. Ainsi, en vaporisant partiellement un liquide contenant deux constituants ayant des volatilités différentes, on obtient une phase vapeur enrichie en constituant volatil. On parle alors de distillation simple (ou flash). Lorsque l'on réalise avec ce mélange et un appareillage adapté une succession d'équilibres liquide-vapeur, on parle alors de rectification.

1.1 La distillation simple ou flash.

On appelle distillation flash la détente isenthalpe d'un mélange (binaire A+B de composition x_f) à l'état liquide surchauffé. La brusque détente entraîne la vaporisation d'une partie du liquide d'alimentation. Il en résulte deux phases en équilibre liquide-vapeur à la température et la pression du flash.

Le bilan enthalpique, la courbe d'équilibre liquide-vapeur et les bilans matières global et partiel permettent de déterminer les quantités et compositions de chacune des phases :

- La phase vapeur, enrichie en constituant volatil, est nommée distillat.
- La phase liquide, appauvrie en constituant volatil, est nommée résidu.

- Le taux de vaporisation (V/F) étant limité par la surchauffe du liquide d'alimentation, on a souvent recours à un moyen de chauffage pour augmenter ce taux. On parle alors de distillation simple.

Les vapeurs issues du mélange en ébullition sont en général condensées. Le procédé peut fonctionner en continu ou en discontinu.

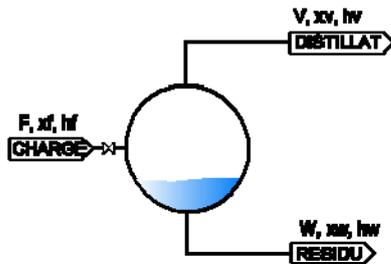


Figure A1.1 : Distillateur simple (ou flash) utilisant le chauffe ballon de laboratoire

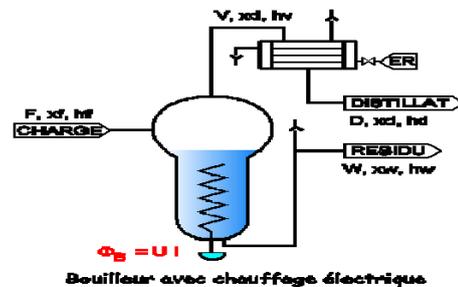


Figure A1.2 : Bouilleur avec chauffage électrique

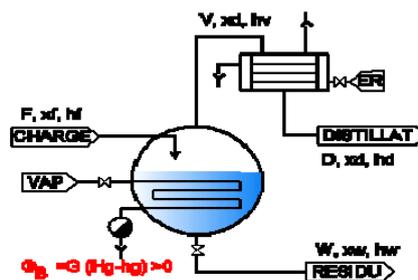


Figure A1.3 : Bouilleur continu chauffé à la vapeur

1.2 Rectification continue

En rectification continue, l'alimentation (ou charge) est introduite en continu entre les zones de rectification (partie supérieure de la colonne) et d'épuisement (partie inférieure). La colonne est parcourue par un débit de liquide descend du haut vers le bas et un débit de vapeur monte de bas en haut. Ces deux flux sont mis en contact l'un avec l'autre dans la colonne afin qu'ils se rapprochent de l'équilibre liquide-vapeur. La mise en contact du liquide et de la vapeur peut-être assurée par des plateaux ou par du garnissage, vrac ou structuré.

C'est la mise en contact intime des deux phases se croisant dans la colonne qui permet de réaliser une succession d'équilibres liquide-vapeur (ou d'étages d'équilibre), et ainsi de séparer les constituants de l'alimentation en un distillat riche en constituant volatil, et un résidu appauvri en constituant volatil.

Le condenseur, situé en tête, permet de condenser les vapeurs arrivant en tête. Les condensats ainsi obtenus sont en partie renvoyés dans la colonne, constituant ainsi le reflux, le reste des condensats est soutiré en continu et constitue le distillat.

Le rebouilleur, situé en fond, a pour rôle de générer un débit de vapeur remontant le long de la colonne, et croisant ainsi le liquide qui redescend.

C'est la mise en contact intime de ces deux phases se croisant dans la colonne qui permet de réaliser une succession d'équilibres liquide-vapeur, et ainsi de séparer les constituants de l'alimentation en un distillat riche en constituant volatil, et un résidu appauvri en constituant volatil.

1.3 Rectification discontinue.

Lors d'une rectification discontinue, l'alimentation à traiter est chargée en une fois dans le bouilleur. Elle est ensuite portée à l'ébullition. Les vapeurs de tête obtenues sont condensées, et une partie des condensats est renvoyée en reflux dans la colonne. L'autre partie des condensats est soutirée, constituant ce que l'on appelle le distillât. Pendant la distillation, la composition du distillât peut varier et le distillât est souvent séparé en plusieurs fractions (notées 1, 2 et 3 sur le schéma de principe). L'opération est poursuivie jusqu'à épuisement du bouilleur en constituant le plus volatil. Le résidu est alors soutiré du bouilleur après refroidissement éventuel.

Voici en quelques points les séquences des opérations de conduite d'une rectification discontinue :

- remplissage du bouilleur par la charge, et chauffage jusqu'à l'ébullition
- mise en reflux total jusqu'à l'obtention de la spécification du produit de tête (distillât)
- soutirage de la 1ère fraction de distillat, avec réglage de la colonne à taux de reflux fixe ou variable
- idem soutirage des fractions suivantes
- augmentation du taux de reflux au fur et à mesure de l'épuisement du bouilleur en constituant volatil, de façon à maintenir la qualité requise pour le distillat
- mise en interfraction: lorsque la qualité du distillât ne peut plus être maintenue (ou que le taux de reflux est trop élevé), on réduit le taux de reflux et on continue à soutirer un produit hors spécifications, nommé interfraction, dans le but d'épuiser le bouilleur en constituant volatil
- arrêt de la chauffe lorsque la spécification sur le bouilleur est obtenue (ou dépassée, car il faut tenir compte de l'inventaire de la colonne en constituant volatil)
- soutirage du résidu du bouilleur après refroidissement éventuel

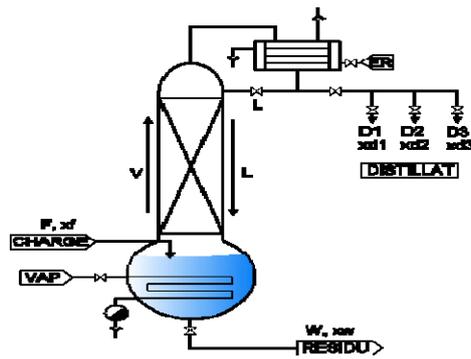


Figure A1.4 : Schéma de principe de la rectification discontinue.

1.4 Construction de McCabe et Thiele

Les constructions de McCabe et Thiele sont établies à partir des équations de bilan de masse au niveau de chaque plateau ou tronçon d'une colonne de rectification, et moyennant les hypothèses suivantes:

- les chaleurs latentes de vaporisation des deux constituants sont identiques
- la colonne est adiabatique
- la condensation des vapeurs de tête de colonne est totale

Elles permettent de déterminer, pour une séparation donnée (x_f , x_w et x_d):

- le nombre minimum d'étages théoriques (NET min à reflux total)
- le taux de reflux minimum (R_{min} à nombre de plateaux infini)
- le nombre d'étages théoriques NET requis pour un taux de reflux R

Le taux de reflux R est en général choisi tel que $1.2 R_{min} < R < 2 R_{min}$. Il représente un compromis entre:

- le nombre de plateaux (coût d'investissement)
- le taux de reflux (le coût énergétique associé, c'est-à-dire le coût de fonctionnement).

Le nombre de plateaux réel ou la hauteur de garnissage d'une colonne est en relation avec le NET (Nombre d'Etages Théoriques) déterminé par les constructions de McCabe et Thiele via l'efficacité ou la HEPT.

Si on étudie une colonne en fonctionnement:

- efficacité des plateaux = NET / Nombre de plateaux réels
- HEPT = Hauteur de garnissage / NET, avec HEPT= Hauteur de garnissage Equivalente à un Plateau Théorique (en mètres)

Si on dimensionne une installation:

- Nombre de plateaux réels à installer = NET / efficacité des plateaux (efficacité des plateaux calculée par ailleurs ou fournie par le constructeur des plateaux)

- Hauteur de garnissage à installer = NET * HEPT (HEPT= Hauteur Equivalente à un Plateau Théorique fournie par le constructeur du garnissage)

Soit à séparer par rectification deux constituants en un résidu de titre molaire x_w et un distillat de titre molaire x_d . Le nombre minimum d'étages théoriques pour réaliser cette séparation est déterminé par la construction de McCabe et Thiele à reflux total, qui consiste à tracer des escaliers (ou étages) entre la courbe d'équilibre et la bissectrice, de x_w à x_d .

On peut partir de x_w ou de x_d . Le nombre d'étages théorique déterminé est en général arrondi au nombre entier immédiatement supérieur. Il comprend le bouilleur qui compte pour un plateau théorique.

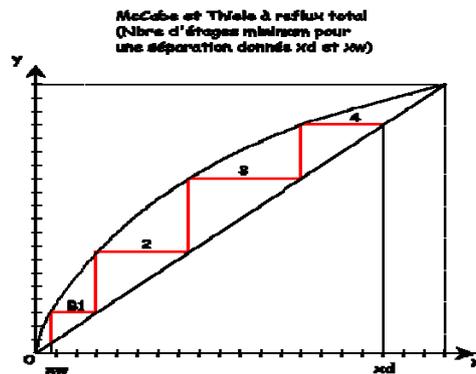


Figure A1.5 : Détermination du NET min

2. TECHNIQUE DE DISTILLATION SOLAIRE

La principale énergie utilisée est le soleil. Plusieurs dispositifs solaires destinés à la fermentation, la distillation, le dessalement de l'eau de mer ont été inventés par de nombreux chercheurs. Les différents dispositifs sont basés sur l'utilisation des capteurs solaires.

On distingue des capteurs à moyenne température et à haute température.

2.1 Distillateur à capteur plan

A titre indicatif, Anil K. Rajvanshi a inventé un modèle de distillateur d'alcool à capteur plan (ALCOHOL DISTILLATION BY SOLAR ENERGY) publié dans ISES Solar World Congress Proceedings, Vol. I, Part II. Pp. 772-777 (1991). Pergamon Press.

2.2 Distillateur à concentrateur solaire

Le système est basé sur l'utilisation d'un capteur à concentrateur parabolique, cylindrique... la température de la surface du capteur peut aller de 1000°C jusqu'à 2000°C. L'exploitation exige beaucoup de précaution sur la chaleur fournie par le capteur pour ne pas mettre en danger l'utilisateur et les utilisateurs.

Annexe 2

L'alcool éthylique-éthanol et ses propriétés physico-chimiques

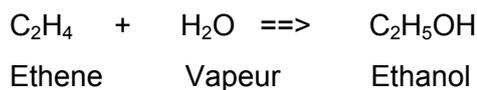
L'éthanol, C_2H_5OH , (appelé Alcool éthylique) est le deuxième membre de la série de l'alcool aliphatique. C'est un liquide incolore avec une odeur agréable. À l'exception de boissons alcooliques, presque tout l'éthanol utilisé industriellement est un mélange de 95% d'éthanol et 5% d'eau, appelé uniquement alcool 95%.

Fabrication

Il y a deux types de fabrication d'éthanol industriel. L'éthanol qui est prévu pour un usage industriel est fabriqué à partir de la première méthode, tandis que l'éthanol prévu pour usage de la nourriture a tendance à être fabriqué à partir de la deuxième méthode.

1. Réaction d'Ethene avec la vapeur

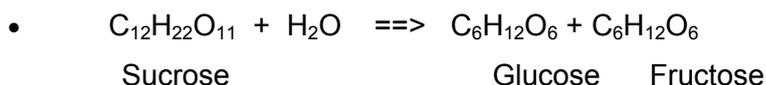
La plupart de l'éthanol utilisé dans industrie est obtenu par fermentation alcoolisée, mais par une réaction de l'addition entre ethene et vapeur.



2. Fermentation alcoolique

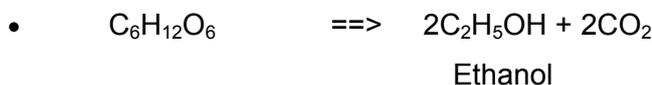
Une solution de saccharose auquel la levure est ajoutée, est chauffée. Une enzyme, catalyseur, lequel est présent dans la levure est ajouté, et cela agit comme un catalyseur pour convertir le saccharose en glucose et fructose.

Catalyseur



Le glucose, $C_6H_{12}O_6$, et fructose, $C_6H_{12}O_6$, formé est converti alors dans éthanol et dioxyde du carbone par un autre enzyme, zymase, qui est aussi présent dans la levure.

Zymase



Le processus de la fermentation prend trois jours et est porté à une température entre 25°C et 30°C. L'éthanol est obtenu alors par distillation fractionnée.

Propriétés physiques

L'éthanol est un liquide incolore avec une odeur qui lui est caractéristique. Il est complètement miscible avec de l'eau et les dissolvants organiques.

- Point de fusion : -115°C

- Point d'ébullition : 78,15°C
- Densité : 0.789.

Ces données sur les propriétés physico-chimiques de l'éthanol sont extraites de la littérature *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 6th Ed, 1987, Robert H. Perry & Don Green [7] de la partie 2*

Propriétés physiques du mélange binaire eau-éthanol:

| | Unités | Ethanol | Eau |
|-------------------------------|-------------------------------------|------------------------|------------------------|
| Densité (Liquide) | g.mL ⁻¹ | 0.789 | 1.000 |
| Densité (Vapeur) à 90°C | g.mL ⁻¹ | 0.0015 | 0.001 |
| Masse moléculaire | g/mol | 46.0634 | 18.0152 |
| Capacité calorifique(Liquide) | J.g ⁻¹ .K ⁻¹ | 2.845 | 4.184 |
| Chaleur de vaporisation | J.g ⁻¹ | 855 | 2260 |
| Pression de vapeur à 90C | torr | 1187 | 525 |
| Viscosité (Liquide) | Kg.m ⁻¹ .s ⁻¹ | 0.00037 | 0.00032 |
| Viscosité (Vapeur) | Kg.m ⁻¹ .s ⁻¹ | 108 x 10 ⁻⁷ | 125 x 10 ⁻⁷ |

Tableau A2.1 : Propriétés Physiques

Pression de vapeur

$$\text{Log}(P) = A - B/(T+C) \quad (\text{A2.1})$$

$$P [\text{torr}], T [^{\circ}\text{C}]. \text{ torr} \times 133.22 = 1 \text{ Pascal}$$

| Espèce | A | B | C |
|---------|---------|----------|---------|
| Ethanol | 8.1122 | 1592.864 | 226.184 |
| Eau | 8.07131 | 1730.63 | 233.426 |

Tableau A2.2 : Données numériques 1

Chaleur de vaporisation

$$H_v = H_o \cdot \left(\frac{1 - \frac{T}{T_c}}{1 - \frac{T_o}{T_c}} \right)^{A+B \left(1 - \frac{T}{T_o} \right)} \quad (\text{A2.2})$$

| Valeur | Ethanol | Eau |
|----------------|----------|----------|
| Ho | 38743.84 | 40799.86 |
| T _c | 513.9 | 647.3 |
| A | 0.32 | 0.19 |
| B | -0.14 | 0.21 |

Tableau A2.3 : Données numériques 2

ANNEXE 3

Notion sur le granite

[21] de la *Partie 3*

Propriétés chimiques du Granite

Le granite est composé de feldspath, le quartz avec plusieurs autres minéraux dont le pourcentage est comme suit:

| | |
|--|-------------------------|
| Silice (SiO ₂) | : 70 - 77% |
| Alumine (Al ₂ O ₃) | : 11- 14% |
| Oxyde du potassium (P ₂ O ₅) | : 3 – 5% |
| Soda(Na ₂ O) | : 3 – 5% |
| Lime | : 1% |
| Fer (Fe ₂ O ₃) | : 1 - 2% |
| Fer (FeO) | : 1 – 3% |
| Magnésie (MgO) | : 0,55 – 1% |
| Titina | : Inférieur à 1%(0,38%) |
| Eau (H ₂ O) | : 0,03% |

Propriétés physiques du Granite

| Température 20-100°C | Masse volumique <i>kg.m⁻³</i> | Chaleur massique <i>kJ.kg⁻¹.K⁻¹</i> | Conductivité thermique <i>W m⁻¹ K⁻¹</i> | Diffusivité thermique <i>m².s⁻¹</i> |
|-------------------------|--|---|---|---|
| | 2600 | 0,86 | 2,5 | 1,10 |

ANNEXE 4

Propriétés physico-chimiques de la vapeur d'eau

[3,16] de la *Partie 3*

1. Enthalpies massiques

Tableau A4.1 : Enthalpies massiques de l'eau et la vapeur d'eau

| T(°C) | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 | 80 | 90 | 100 |
|----------------------------|-------|--------|--------|-------|--------|--------|--------|--------|-------|
| $h_L(\text{kcal.kg}^{-1})$ | 20,04 | 30,024 | 40,006 | 49,99 | 59,981 | 69,984 | 80,002 | 90,039 | 100,1 |
| $h_V(\text{kcal.kg}^{-1})$ | 601,7 | 606,1 | 614,7 | 619 | 623,2 | 627,3 | 631,3 | 90,039 | 639,1 |

2. Masses volumiques

Tableau A4.2 : Masses volumiques de l'eau et la vapeur d'eau

| T(°C) | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 | 80 | 90 | 100 |
|----------------------------|---------|---------|---------|---------|--------|--------|--------|--------|--------|
| $\rho_L(\text{kg.m}^{-3})$ | 998,25 | 995,68 | 992,23 | 988,04 | 983,21 | 977,78 | 965,34 | 965,34 | 958,37 |
| $\rho_V(\text{kg.m}^{-3})$ | 0,01728 | 0,03036 | 0,05115 | 0,08302 | 0,1303 | 0,1982 | 0,2934 | 0,4236 | 0,5979 |

3. Capacités calorifiques

Tableau A4.3 : Capacités calorifiques de l'eau et la vapeur d'eau

| T(°C) | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 | 80 | 90 | 100 |
|--|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|--------|
| $c_{pL}(\text{J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1})$ | 4183 | 4174 | 4176 | 4177 | 4179 | 4187 | 4195 | 4208 | 4220 |
| $c_{pV}(\text{J.kg}^{-1}.\text{K}^{-1})$ | 1865,9 | 1868,1 | 1870,6 | 1873,8 | 1931,4 | 1972,2 | 2002,7 | 2054,2 | 2054,2 |

4. Conductivités thermiques

Tableau A4.4 : Conductivités thermiques de l'eau et la vapeur d'eau

| T(°C) | 20 | 30 | 40 | 50 | 60 | 70 | 80 | 90 | 100 |
|--|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|---------|
| $\lambda_{pL}(\text{W.m}^{-1}.\text{°C}^{-1})$ | 0.6037 | 0.6187 | 0.6319 | 0.6434 | 0.6535 | 0.6621 | 0.6693 | 0.6753 | 0.6800 |
| $\lambda_{pV}(\text{W.m}^{-1}.\text{°C}^{-1})$ | 1817E-5 | 1875E-5 | 1943E-5 | 2019E-5 | 2104E-5 | 2197E-5 | 2297E-5 | 2405E-5 | 2519E-5 |

ANNEXE 5

Programmation de la centrale de mesure

Utilisation de 4 thermocouples

Flag Usage

Input Channel Usage :

Excitation Channel Usage :

Continious Analog Output Usage :

Control port Usage :

Pulse Input Channel Usage:

Output Array Definitions:

| | | | | | |
|----|---|-----|---|--------|--|
| | * | 1 | Accéder au programme tableau 1 | | |
| | | 01 | Intervalle d'exécution de 5 seconds | | |
| 01 | : | P17 | Mesure de la température du boîtier | | |
| | | 01 | : | 1 | Mesure la valeur de cette température à l'emplacement N°1 |
| 02 | : | P14 | Mesure la température du thermocouple en différentielle | | |
| | | 01 | : | 4 | Quatre thermocouples sont utilisés. |
| | | 02 | : | 1 | Echelle : (5mV, intégration lente) |
| | | 03 | : | 1 | Canal d'entrée du thermocouple. |
| | | 04 | : | 1 | Type du thermocouple (TC) |
| | | 05 | : | 1 | Pour indiquer la température de référence |
| | | 06 | : | 2 | Pour mémoriser la valeur de la température du thermocouple dans l'emplacement N°2. |
| | | 07 | : | 1 | a=1 (<i>Mult</i>) |
| | | 08 | : | 0.0000 | b=0 (<i>Offset</i>) |
| 03 | : | P92 | Fonction boucle If Time | | |
| | | 01 | : | 0 | Le pas d'exécution est de 0 minute. |
| | | 02 | : | 5 | Dans un intervalle de 5 minutes. |
| | | 03 | : | 10 | Met le flag 0 en position haute |
| 04 | : | P70 | Instruction de traitement des sorties : pour le transfert des valeurs de <i>Input storage</i> vers <i>Final storage</i> (Flag 0 en position High) | | |
| | | 01 | : | 5 | Cinq valeurs à transférer dans <i>Final storage</i> . |
| | | 02 | : | 1 | Localisation de valeurs transférées |
| 04 | : | P77 | Enregistrement du temps <i>t</i> de la mesure | | |
| | | 01 | : | 110 | Enregistre le jour, l'heure et la minute. |
| 05 | : | P00 | Fin du programme tableau 1 | | |

ANNEXE 6

Technique d'utilisation de l'alcoomètre Gay-Lussac

L'alcoomètre centésimal est un aréomètre destiné à la détermination du degré alcoolique ou force réelle des mélanges d'eau et d'alcool éthylique.

Emploi de l'alcoomètre

Versez l'alcool dans une éprouvette sans bec, de 36 à 410 mm environ de diamètre intérieur et de 320 mm. Ce diamètre doit surpasser d'au moins 6 mm le diamètre de la carène de l'alcoomètre. Cette éprouvette doit être tenue verticalement. Introduisez l'alcoomètre et un thermomètre en l'assujettissant sur le bord de l'éprouvette, à l'aide d'un crochet. Déplacez de bas en haut l'alcoomètre pour homogénéiser la température du liquide. Essuyez la tige de l'alcoomètre. Après quelques minutes de repos, lisez la température et retirez le thermomètre.

L'alcoomètre doit flotter librement dans l'éprouvette et ne pas adhérer à la paroi. Le liquide ne doit pas atteindre le bord de l'éprouvette. Quand l'alcoomètre est au repos, placez l'œil au-dessous du plan de la surface du liquide, élevez-le graduellement jusqu'à ce que le rayon visuel soit compris dans le plan de la surface du liquide. Vérifier que la température du liquide n'a pas varié pendant cette mesure.

Si la température de la mesure est de 15°C, la graduation lue est le degré alcoolique du liquide étudié. Mais comme la température n'est qu'exceptionnellement égale à 15°C, il faut faire subir au degré alcoolique lu sur l'alcoomètre une correction de température. La densité décroît par échauffement, si bien que le degré alcoolique observé à une température supérieure à 15°C et que la proportion d'alcool est plus élevée, parce que ce liquide est plus dilatable que l'eau. Pour connaître cette correction, on utilise les tables de la force réelle des liquides spiritueux, établies par Gay-Lussac en 1824.

On interpolera lorsque les degrés ou les températures observées comportent des décimales. Pour le degré alcoolique, négligez la décimale du degré apparent, cherchez le degré réel correspondant au nombre entier en interpolant si la température comporte une décimale. Au résultat, ajouter la décimale primitivement négligée.

Tableau A6.1 : Table de la force réelle des liquides spiritueux (extrait)

| Température °C | INDICATION DE L'ALCOOMETRE (<i>force apparente</i>) | | | | | | | | |
|-------------------|---|------|------|------|------|------|------|------|------|
| | 60 | 65 | 70 | 75 | 80 | 85 | 90 | 95 | 100 |
| 25° | 56,5 | 61,6 | 66,7 | 71,5 | 77 | 82,1 | 87,4 | 92,7 | 98,2 |
| 20° | 58,2 | 63,3 | 68,4 | 73,4 | 78,5 | 83,6 | 88,7 | 93,9 | 99,1 |
| 15° | 60 | 65 | 70 | 75 | 80 | 85 | 90 | 95 | 100 |

ANNEXE 7

Erreur quadratique moyenne

Si l'on essaie par une mesure d'obtenir la vraie valeur x_0 d'une grandeur physique déterminée, on s'aperçoit que des mesures de cette grandeur répétées successivement conduisent à des résultats qui peuvent être différents. Soient $x_1, x_2, \dots, x_i, \dots, x_n$, les résultats de n mesures effectuées dans des conditions identiques. Leur moyenne arithmétique est donnée par la relation (A7.1).

$$\bar{x} = \frac{\sum_{i=1}^n x_i}{n} \quad (\text{A7.1})$$

Elle s'approchera d'autant plus de la vraie valeur x_0 de la grandeur considérée que le nombre n des mesures successives effectuées est plus grand. Cependant, il est absolument exclu de décider si \bar{x} est plus grand ou plus petit que la vraie valeur x_0 puisque toute mesure ultérieure peut déplacer la valeur moyenne \bar{x} vers des valeurs plus grandes ou plus petites, si bien que \bar{x} pourra se trouver une fois au-dessus, une fois au-dessous de x_0 . On peut se demander si la valeur moyenne de \bar{x} introduite ci-dessus est bien le nombre qui, à l'intérieur du domaine de dispersion des mesures particulières, représente le mieux, c'est-à-dire avec la plus grande probabilité, la vraie valeur x_0 . En estimant l'erreur effectuée durant les séances des mesures, la valeur numérique de x_0 peut être représentée par la relation (A7.2).

$$x_0 = \bar{x} \pm \Delta x \quad (\text{A7.2})$$

Δx désigne l'incertitude absolue de mesure avec \bar{x} et Δx sont exprimés en mêmes unités. Pour le cas des plusieurs mesures, nous pouvons calculer l'erreur quadratique moyenne. Soit $V(x)$ la variance de x , elle représente le caractère de dispersion d'une distribution statistique et elle définie par la relation (A7.3). On remarque que $V(x)$ est presque (facteur $n-1$ au lieu de n) la moyenne arithmétique des écarts quadratiques d'où le nom parfois à $\sqrt{\sigma(\bar{x})}$ l'erreur quadratique moyenne.

$$V(x) = \frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n - 1} \quad (\text{A7.3})$$

$$\sqrt{\sigma(\bar{x})} = \sqrt{\frac{\sum_{i=1}^n (x_i - \bar{x})^2}{n \cdot (n - 1)}} \quad (\text{A7.4})$$

ERREUR RELATIVE

L'erreur relative commise E entre les valeurs expérimentales et la valeur théorique se calcul par :

$$E = \frac{|V_{\text{EXP}} - V_{\text{TH}}|}{V_{\text{TH}}} \quad (\text{A7.5})$$

V_{EXP} : Valeurs expérimentales

V_{TH} : Valeurs théoriques

ANNEXE 8

Extrait du programme de calculs

Langage de programmation : MATLAB R13 6.5

1. Calcul de la chaleur latente de vaporisation du mélange éthanol-eau en fonction de la fraction massique en éthanol du mélange.

```

clc;
x=0.145 ; % x : fraction massique liquide, en éthanol
y1 = 96.429*x.^4 - 240.72*x.^3 + 220.54*x.^2 - 97.827*x + 99.88% Température d'ébullitions
%% fraction massique d'éthanol dans la vapeur saturée : y
y = - 153.45*x^8 + 694.45*x^7 - 1317.2*x^6 + 1362.6*x^5 - 838.87*x^4 + 316*x^3 - 72.623*x^2 + 10.054*x +
0.00042562
% en éthanol
%%%%%%%% Chaleur latente de vaporisation de l'éthanol : KJ/KG
%% Perry's Chemical Engineers' Handbook, 6th Ed, 1987, Robert H. Perry & Don Green
Ho1=38743.84;
A1=0.32;
B1=-0.14;
A2=0.19;
B2=0.21;
Ho2=40799.86;
T=y1 ;
T=T+273;% en Kelvin
Tc=513.9;
Tc2=647.3;
To=297.99;
Mm=0.04607;% masse moléculaire de l'éthanol
Hv = (Ho1*((1-T/Tc)/(1-To/Tc))^(A1 +B1*(1-T/Tc)))/46.0634;
Heau=(Ho2*((1-T/Tc2)/(1-To/Tc2))^(A2 +B2*(1-T/Tc2)))/18.0152;
%%%%%%%% Svatopluk Henke *, Pavel Kadlec, Zdenek Bubník
%%%%%%%% Physico-chemical properties of ethanol. Compilation of existing data; 1985
%T=100+273;% en Kelvin
A=50.43;
alpha=-0.4475;
beta=0.4989;
Mm=0.04607;
Hm=A*((1-T/Tc)^beta)*exp(-alpha*T/Tc);% Enthalpie molaire spécifique KJ/mol
Hs=1000*Hm/Mm;% J/kg ETHANOL, good relation
%%%%%%%% Chaleur latente de vaporisation en KJ/kg WATER
Lv(10)=2476.9;Lv(20)=2453.3;Lv(30)=2429.6;Lv(40)=2405.8;Lv(50)=2381.8;
Lv(60)=2357.5;Lv(70)=2332.9;Lv(80)=2307.8;Lv(90)=2282.2;
Lv(100)=2256;Lv(110)=2229.1;Lv(120)=2201.4;Lv(130)=2172.7;
Lv(140)=2143.1;Lv(150)=2112.3;Lv(160)=2080.3;Lv(170)=2047;
Lv(180)=2012.2;Lv(190)=1937.6;
Tvap=y1;
Tr=Tvap;
az=rem(Tr,1);
azz=Tr-az;
Tsup=azz+1;%round(T)+1
Tinf=azz;%round(T);
T2=20;
T1=10;
T0=11;
e=0;
z=9;
for jjj=1:9,
    T2=T2;
    T1=T1;
    for i=e:1:z,%%%% calcul à partir de l'ordre 20

```

```

Tx=T0+i;
Lv(Tx)=((T2-Tx)*Lv(T1)+(Tx-T1)*Lv(T2))/(T2-T1);
a=Lv(Tx);
end;
T2=T2+10;
T1=T1+10;
e=e+10;
z=z+10;
end;
Lvapp=1000*((Tsup-Tvap)*Lv(Tinf)+(Tvap-Tinf)*Lv(Tsup))/(Tsup-Tinf);% j/KG
Lvm=0.001*(x*Hs+(1-x)*Lvapp)/4.187%kJ/kg vaporization heat of the mixture
%Lvm=(x*Hs+(1-x)*Lvapp)%J/kg vaporization heat of the mixture

```

2. Calcul d'erreurs pour la détermination de l'incertitude relative (Erreur quadratique relative).

```

clc;
%% PRG Interpolation des températures expérimentales du lit ;
pascalcul=5;
xx=25;
yy=54.47;
Rlt=xx;
debit0=1000*0.990*60/1800;%
for ii=1:1:pascalcul
Rlt=(yy-xx)/pascalcul+Rlt;
%fprintf('%8.5f\t\n',Rlt);
end;
%break

```

%% Programme d'ajustement des valeurs expérimentales issues des mesures dans la matrice poreuse, vue le retard d'écoulement des condensât par rapport à la mesure réelle de la balance.

```

debit0=1000*0.990*60/1800;%
Diff=30.66;%57.05;%58.28;% Fonction de retard : différence entre la quantité réelle mesurée (30minutes) et la
quantité totale obtenue
%azerty=[14.19,26.18,38.35,53.36,69.18,87.80,103.67,119.01,134.89,148.67,163.99,180.34,201.89,230.89,269.1
3,291.83,326.45,359.98,388.48,421.43,449.44,478.81,516.30,538.57,557.48,572.78,587.78,600.88,613.86,627.7
8];% Essai 1
%azerty=[15,21.74,37.76,54.74,71.52,86.38,108.5,120.32,138.10,155.54,168.28,181.56,196.58,220.29,241.25,26
9.29,297.14,328.28,355.27,388.21,417.41,446.15,476.14,508.76,530.87,557.48,581.43,606.58,631.43,651.32];
Essai 2
azerty=[15.58,29.74,45.21,61.40,77.85,93.38,108.21,124.04,138.58,152.27,163.24,180.38,194.48,213.58,236.02,
260.38,285.39,313.59,344.18,378.13,412.23,443.38,469.56,497.98,519.98,541.39,555.99,569.25,580.74,591.95];
% Essai 3
Dexp=[0,0.033000,0.033000,0.033000,0.033000,0.033000,0.033000,0.033000,0.033000,0.033000,0.032946,0.0
31667,0.030301,0.028716,0.027048,0.025283,0.023344,0.021322,0.019183,0.016904,0.014514,0.011954,0.009
192,0.006123,0.002357,0.000000,0.000000,0.000000,0.000000,0.000000,0.000000];% Résultats de la
simulation, quantité d'eau distillée produite
SS=0;
for k=1:31
SS=SS+Dexp(k);
fprintf('%8.2f\t\n',1000*SS);
end;
%break
Delta0=debit0-azerty(1);
if Delta0>0
Delta0=debit0-azerty(1);
else
Delta0=0;
end;
for k=1:30
if k==1
Dm=azerty(1);
else
Dm=azerty(k)-azerty(k-1);
end;

```

```

fprintf('%8.2f\t\n',Dm);
end;
% Dm: Cumule des quantités obtenues (valeurs théoriques instantanées)
break
for k=1:30
    Debit(k)=k*debit0;
    if k==1
        delta(k)=azerty(k)+Diff-Debit(k);
        if delta(k)>0
            trez=Debit(k);
        end;
    else
        %Diff=Debit(k)-azerty(k)-delta(k-1);
        delta(k)=azerty(k)+Diff-Debit(k);
        if delta(k)>0
            trez=Debit(k);
            %display(' ato 4')
            %trez=azerty(k);
        else
            trez= azerty(k)+Diff;
        end;
    end;
    fprintf('%8.2f\t\n',trez);
% trez: Cumule des quantités obtenues (valeurs expérimentales instantanées)
end;
%%%%% Calcul d'erreur entre les températures du lit : expérimentale et théorique
Tessai1=[25.96,31.35,36.74,42.13,47.52,52.91,60.58800,68.26600,75.94400,83.62200,91.30000,91.42000,91.54
000,91.66000,91.78000,91.9,92.28000,92.66000,93.04000,93.42000,93.8,94.08000,94.36000,94.64000,94.9200
0,95.2,95.22000,95.24000,95.26000,95.28000,95.3];
Tmodele=[25,25.94017,27.18583,28.72534,30.54541,32.63091,34.96506,37.52949,40.30445,43.26891,46.40071
,49.67693,53.07518,56.57403,60.15343,63.79507,67.48279,71.20296,74.94454,78.69957,82.46334,86.23483,90
.01732,93.81940,95.31000,95.31000,95.31000,95.31000,95.31000,95.31000,95.31000];
E=abs(Tessai1-Tmodele)./Tmodele;% Erreur relative
n=30;
SSS=0;
for i=1:30
    SSS=SSS+E(i);
%fprintf('%8.2f\t\n',SSS);
end;
Somme=SSS;
%Moyenne arithétique
EffimoyTHEO=Somme/n
SSS=0;
for i=1:30
    SSS=SSS+(E(i)-EffimoyTHEO)^2;
%fprintf('%8.2f\t\n',SSS);
end;
varianceTHEO=SSS/(n-1);
ERREURQuad=sqrt(varianceTHEO/n)

```

RESUME

La première partie de ce travail concerne des études expérimentale et théorique d'un distillateur composé de trois compartiments dont le fluide caloporteur utilisé est l'eau. Ce type de distillateur est conçu pour une séparation adéquate de constituants d'un mélange eau-éthanol dont la température d'ébullition est inférieure à celle du fluide caloporteur. L'étude théorique est basée sur un modèle de transferts de chaleur entre les compartiments et le fluide caloporteur et sur l'équilibre vapeur-liquide. Les résultats montrent notamment qu'on peut ramener la température du fluide à distiller autour de la température d'ébullition du mélange. On a pu étudier l'importance de la température de l'eau chaude qui est un paramètre fondamental du système et celle du débit du fluide caloporteur acceptable pour un bon fonctionnement du distillateur.

La deuxième partie est consacrée à l'optimisation énergétique d'un alambic solaire haute performance pour la production d'éthanol. L'utilisation de tôle ondulée comme un meilleur capteur d'énergie solaire contribue à l'amélioration de l'efficacité du système conçu. Le condenseur, l'économiseur et le générateur de gradient de température assurent le processus de régénération énergétique du système par préchauffage de la vinasse alcoolisée afin de réduire l'apport d'énergie provenant de l'extérieur. Les équations régissant les transferts de chaleur et de masse au sein de l'alambic solaire ont été présentées et les systèmes d'équations définissant le problème ont été résolus par la méthode matricielle. L'étude de l'influence de la température du mélange et de la concentration du mélange sur la chaleur nécessaire à la vaporisation et surtout sur la chaleur de la régénération ont été abordée.

Des études théorique et expérimentale d'un nouveau type de condenseur de vapeur à lit poreux de granite ont été également effectuées. La méthode analytique basée sur le bilan énergétique global du système en utilisant le modèle de transferts thermiques et massiques relatif au prototype a été adoptée. A cet effet, les influences de divers paramètres sur la quantité du condensât obtenu ont été étudiées tels que le diamètre équivalent des morceaux de granite, la hauteur de garnissage du lit, la température initiale du lit, le débit massique de la vapeur à l'entrée du condenseur, la durée de la condensation.

Mots clés : *distillateur, fluide caloporteur, température d'ébullition, simulations numériques, Alambic solaire, régénération énergétique, condenseur, vapeur, lit de granite, condensât, épaisseur du lit.*

ABSTRACT

The first part from this work concerns experimental and theoretical studies of a distiller composed of three compartments of which the coolant fluid used is water. Distiller's type is conceived for an adequate separation of constituent of a water-ethanol mixture of which the temperature of boiling point are lower than the hot water. The theoretical survey is based on a model of heat transfers between the compartments and coolants fluid, and based on liquid-vapor equilibrium at the distiller. Results show notably that one can bring back the temperature of the fluid to distill around the temperature of boiling point of the mixture. In this paper, one could study the importance of the temperature of the hot water that is a fundamental parameter of the system and the one of the acceptable fluid coolant mass flow rate for the distiller's good working.

The second part of this writing is dedicated to a solar still high performance energy optimization for the ethanol production. The curvy sheet metal used for a better solar energy collector solar contributes to the improvement of the efficiency of the conceived system. The condenser, the economizer and the temperature gradient generator assure the energy regeneration process of the system by preheating the feed in order to reduce the contribution of energy coming from the outside. The equations governing the heat and mass transfers inside the solar still have been presented and the equations systems defining the problem have been solved by the matrix method. The survey of the influence of the mixture temperature and the mixture concentration on the necessary heat to the vaporization and especially on the regeneration heat has been landed.

Theoretical and experimental studies of a new type of steam condenser to porous bed of granite have been done also. The analytic method based on the energy global balance of the system as using the thermal and mass transfer's model relative to the prototype has been adopted. To this effect, the influences of various parameters on the condensate quantity gotten have been studied as the equivalent diameter of the granite, the porous bed thickness, the initial temperature of the porous bed, the steam mass flow rate to the entry of the condenser, the condensation duration.

Key words: *distiller, fluid coolant, boiling point temperature, numeric simulations, solar still, energy regeneration, condenser, steam, porous bed of granite, condensate, porous bed thickness.*

Auteur : ANDRIANANTENAINA Marcelin Hajamalala. UNIVERSITE DE FIANARANTSOA.

E-mail : hajamalalaa@yahoo.fr

Directeurs de thèse :

RAMAMONJISOA Andriantiana Bertin Olivier, Professeur à l'Université de Fianarantsoa, Madagascar.

E-mail : bertinram@yahoo.fr

Belckacem ZEGHMATI, Professeur à l'Université de Perpignan, France.

E-mail : zeghmati@univ-perp.fr