

7/97  
الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التعليم العالي و البحث العلمي  
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR  
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

Projet de Fin d'Etude

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE - المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

Filière : GENIE CHIMIQUE

SUJET

**MODELISATION DE L'EXTRACTION SOLIDE-FLUIDE.  
SIMULATION ET DIMENSIONNEMENT D'UNE UNITE  
INDUSTRIELLE D'ENTRAINEMENT  
A LA VAPEUR D'EAU**

Proposé Par :  
Mr E. H. BENYOUSSEF

Etudié Par :  
M<sup>elle</sup> S. HASNI

Dirigé Par :  
Mr E. H. BENYOUSSEF

PROMOTION : JUILLET 1997

E.N.P. 10, Avenue Hacén Badi - El Harach -ALGER-

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية  
REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

وزارة التعليم العالي و البحث العلمي  
MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR  
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

Projet de Fin d'Etudes

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات  
BIBLIOTHEQUE — المكتبة  
Ecole Nationale Polytechnique

Filière : GENIE CHIMIQUE

SUJET

MODELISATION DE L'EXTRACTION SOLIDE-FLUIDE.  
SIMULATION ET DIMENSIONNEMENT D'UNE UNITE  
INDUSTRIELLE D'ENTRAINEMENT  
A LA VAPEUR D'EAU

Proposé Par :  
Mr E.H. BENYOUSSEF

Etudié Par :  
M<sup>lle</sup> S. HASNI

Dirigé Par :  
Mr E.H. BENYOUSSEF

PROMOTION : JUILLET 1997

E.N.P. 10, Avenue Hacén Badi - El Harach -ALGER-

## DEDICACES



*A mon très cher père, qui m'a beaucoup aidé, j'espère que je suis à la hauteur de ce que tu attends de moi.*

*A mon adorable mère, qui s'est tant sacrifiée pour que je mène à bien mes études.*

*A mes deux petits frères, qui sont toujours là pour me remonter le moral.*

*A mes grands parents, mes oncles et tantes.*

*A mes cousins et cousines.*

*A tous ceux qui me sont chers.*

*En signe de reconnaissance et de profonde affection.*

*Sabrina*

## REMERCIEMENTS



*Je tiens à témoigner ma profonde reconnaissance à Monsieur E.H. BENYOUSSEF, chargé de cours à l'E.N.P., pour m'avoir confié ce sujet ; mais aussi pour les encouragements et conseils précieux qu'il m'a prodigués tout le long de l'année et sans lesquels ce travail n'aurait pas pu aboutir.*

*Qu'il trouve ici l'expression de ma profonde gratitude.*

*Mes remerciements les plus vifs s'adressent pareillement à Mesdames R. DERRICHE et S. CHARCHARI, respectivement Chargée de cours et Docteur d'Etat à l'E.N.P., pour leurs disponibilité et la richesse de leurs opinions et de leurs critiques.*

*Je tiens bien entendu, à exprimer ma profonde gratitude à Monsieur le Professeur C.E CHITOUR, de l'E.N.P., pour m'avoir fait honneur d'accepter la présidence du jury.*

*Que Madame R. DERRICHE, Chargée de cours,  
Madame S. CHARCHARI, Docteur d'Etat,  
Monsieur H. AIT AKLI, Directeur des Opérations à Brown & Root - Condor,*

*trouvent ici également, l'expression de mes vifs remerciements pour avoir accepté de participer à ce jury.*

*Je tiens à citer aussi, tous les membres du Département de Génie Chimique, notamment mes amis Fairouz, Kamel, Mejda, Nadia, Naïla, Naïma, Ouahiba et Samia, sans omettre Messieurs H. FRAIHAT, S. SATOR et F. GAUER pour leur soutien et les entretiens amicaux qu'ils ont bien voulu me consacrer.*

*Je ne saurai oublier de remercier Messieurs H. MOKHBAT et T. FERHAT de la société Brown & Root - Condor, pour leurs collaboration et précieuses suggestions qui m'ont permis de mener à bien ce travail ; et plus généralement, tous ceux de l'équipe Brown & Root - Condor qu'il m'est malheureusement impossible de citer tous ici.*

*Leur gentillesse et la pertinence de leurs remarques et observations puisées de l'expérience pratique du terrain m'ont été d'une très grande utilité.*

*Enfin, ne pouvant citer toutes celles et tous ceux qui m'ont été d'un apport petit ou grand, à l'occasion de ce travail, je leur adresse ici, mes remerciements les plus amicaux.*

*Que mon papa, ma maman, mes frères Mounir et Nazim ainsi que mes oncles Halim et Mustapha, mais aussi mes cousins Adhane et Taha trouvent ici, l'expression de ma profonde reconnaissance pour les sacrifices, la compréhension et le soutien qu'ils m'ont manifestés.*

إن عملنا هذا ينقسم إلى جزئين :

الجزء الأول يتمثل في إيجاد نموذج رياضي يمكننا من تمثيل طريقة التقطير بواسطة بخار الماء للزيت الأساسي المستخلص من الكسبر الجزائري.  
الجزء الثاني يتناول تصميم و تمثيل وحدة استخلاص الزيت الأساسي بواسطة بخار الماء على المستوى الصناعي، و كذلك حساب الأبعاد و التقدير المالي للأجهزة الأساسية لهذه الوحدة.

### ABSTRACT :

Our work is divided into two main parts, the first part consists of steam distillation modelisation's of coriander's essential oil.

The second part consists in a unit design's and simulation's of essential oil of coriander extraction by steam distillation of the major equipment of the unit. We will also define the sizing of the major equipment's of this unit.

### RESUME :

Le travail entrepris consiste dans un premier temps, en l'établissement d'un modèle qui puisse représenter au mieux le procédé d'entraînement à la vapeur d'eau de l'huile essentielle de coriandre d'Algérie.

La seconde partie de ce travail porte sur la conception et la simulation d'une unité d'extraction par entraînement à la vapeur d'eau à échelle industrielle; ainsi que sur le dimensionnement et l'estimation du coût des équipements principaux de l'installation.

# SOMMAIRE



<b>INTRODUCTION</b>	1
<b>CHAPITRE I - L'EXTRACTION SOLIDE-FLUIDE</b>	
I.1 - Les procédés d'extraction des huiles essentielles	2
I.2 - Technologie de l'entraînement à la vapeur	5
<b>CHAPITRE II - MODELISATION DE L'EXTRACTION SOLIDE-FLUIDE</b>	
II.1 - Mécanisme de l'extraction solide-fluide	9
II.2 - Modélisation du processus d'extraction	12
II.3 - Résolution numérique des équations de transfert de matière	18
II.4 - Application du programme de calcul	36
<b>CHAPITRE III - CONCEPTION ET SIMULATION DE L'UNITE D'EXTRACTION</b>	
III.1 - Description de l'unité des huiles essentielles	49
III.2 - Simulation de l'unité d'extraction des huiles essentielles	51
<b>CHAPITRE IV- DIMENSIONNEMENT ET ESTIMATION DU COUT DE L'UNITE</b>	
IV.1 - Alimentation et lavage du solide	59
IV.2 - Extracteur	60
IV.3 - Pompes d'alimentations	77
IV.4 - Chaudière	80
IV.5 - Décanteur	83
IV.6 - Colonne de séparation pentane-huile essentielle	88
IV.7 - Ballon de reflux de la colonne	94
IV.8 - Echangeurs de chaleur	95
IV.9 - Tour de refroidissement	124

**IV.10 - Estimation préliminaire de l'unité d'extraction** 127

**CONCLUSION** 128

**BIBLIOGRAPHIE**

**ANNEXES**

## LISTE DES TABLEAUX

- tableau II.1 paramètres du modèle cinétique pour le linalol et l'huile essentielle de coriandre à l'échelle laboratoire, (procédé d'hydrodistillation)
- tableau II.2 paramètres du modèle diffusionnel pour le linalol et l'huile essentielle de coriandre à l'échelle laboratoire, (procédé d'hydrodistillation)
- tableau II.3 paramètres du modèle cinétique pour l'octanal et l'acide myristique des graines de coriandre à l'échelle laboratoire, (procédé d'hydrodistillation)
- tableau II.4 paramètres du modèle diffusionnel pour l'octanal et l'acide myristique des graines de coriandre à l'échelle laboratoire, (procédé d'hydrodistillation)
- tableau II.5 paramètres du modèle cinétique pour l'huile essentielle de coriandre à l'échelle laboratoire, (procédé d'entraînement à la vapeur)
- tableau II.6 paramètres du modèle diffusionnel pour l'huile essentielle de coriandre à l'échelle laboratoire, (procédé d'entraînement à la vapeur)
- tableau II.7 paramètres du modèle cinétique pour l'huile essentielle de coriandre à l'échelle semi-pilote, (procédé d'entraînement à la vapeur)
- tableau II.8 paramètres du modèle cinétique pour l'huile essentielle de nigelle à l'échelle semi-pilote, (procédé d'entraînement à la vapeur)
- tableau III.1 principaux composants de l'huile essentielle
- tableau III.2 modèles utilisés dans ASPEN PLUS



Tableau IV.1 évaluation de la puissance utile de la chaudière

Tableau IV.2 variation de la charge thermique en fonction de la température dans le rebouilleur

Tableau IV.3 décomposition du montant de l'investissement

## LISTE DES FIGURES

- fig II.1 simulation de l'extraction du linalol des graines de coriandre par le modèle cinétique et diffusionnel à l'échelle laboratoire, (procédé d'hydrodistillation)
- fig II.2 simulation de l'extraction de l'huile essentielle de coriandre par le modèle cinétique et diffusionnel à l'échelle laboratoire, (procédé d'hydrodistillation)
- fig II.3 simulation de l'extraction de l'octanal des graines de coriandre par le modèle cinétique et diffusionnel à l'échelle laboratoire, (procédé d'hydrodistillation)
- fig II.4 simulation de l'extraction de l'acide myristique des graines de coriandre par le modèle cinétique et diffusionnel à l'échelle laboratoire, (procédé d'hydrodistillation)
- fig II.5 simulation de l'extraction de l'huile essentielle de coriandre par le modèle cinétique et diffusionnel à l'échelle laboratoire, (procédé d'entraînement à la vapeur)
- fig II.6 simulation de l'extraction de l'huile essentielle de coriandre par le modèle cinétique à l'échelle semi-pilote, (procédé de l'entraînement à la vapeur)
- fig II.7 simulation de l'extraction de l'huile essentielle de nigelle par le modèle cinétique à l'échelle semi-pilote, (procédé de l'entraînement à la vapeur)
- fig III.1 procédure générale de développement des procédés
- fig III.2 schéma de l'unité d'extraction des huiles essentielles
- fig III.3 représentation de l'unité en blocs d'opérations unitaires
- fig IV.1 système d'alimentation et de lavage du solide

fig IV.2 appareil de distillation en continu des plantes aromatiques

fig IV.3 caractéristiques internes de l'extracteur

fig IV.4 alimentation du solide et évacuation des vapeurs de tête

fig IV.5 système d'évacuation des déchets

fig IV.6 décanteur huile-eau

fig IV.7 évolution de la perte de la perte de charge en fonction du débit gazeux dans la colonne de séparation pentane-huile essentielle

fig IV.8 évaporateur à tubes verticaux longs

fig IV.9 désignation des échangeurs TEMA

fig IV.10 profil de température dans le condenseur

fig IV.11 profil de température dans l'évaporateur

# *INTRODUCTION*

L'une des valorisations possibles des espèces végétales est l'extraction de leurs huiles essentielles, dont l'importance économique est considérable, tant il est vrai qu'elles trouvent des applications dans les domaines les plus variés allant des industries alimentaires aux industries pharmaceutiques en passant par les cosmétiques et les parfums [1].

L'extraction étant basée sur des phénomènes de transfert de matière; sa mise en oeuvre nécessite la résolution de problèmes délicats, tels que la modélisation et la détermination de certains paramètres souvent inexistantes dans les banques de données thermodynamiques.

La simulation est dans de nombreux cas, le meilleur moyen pour maîtriser les paramètres influençant une opération de génie chimique, ce qui permet d'éviter des expériences souvent coûteuses.

Les relations classiques utilisées en génie chimique pour les particules solides ne peuvent pas être appliquées pour la description de la plupart des espèces végétales. Leur géométrie n'est généralement pas uniforme, et leur structure interne est loin d'être homogène. Pour cela, notre intérêt s'est porté sur le fruit de coriandre (*Coriandrum sativum L.*) non seulement pour ses différentes utilisations [2], mais aussi pour sa forme géométrique de nature sphérique et ce, dans le but de décrire un modèle de transfert de matière qui reflète au mieux la réalité.

Nous tenterons, lors de cette étude de proposer un modèle qui puisse représenter au mieux le procédé d'entraînement à la vapeur d'eau de l'huile essentielle de coriandre d'Algérie pour lequel plusieurs études expérimentales ont été menées [3, 4, 5].

Enfin, nous procéderons à la conception et à la simulation d'une unité d'extraction par entraînement à la vapeur d'eau à échelle industrielle; ainsi qu'au dimensionnement et à l'estimation du coût des équipements principaux de l'installation.

**CHAPITRE I :**  
**EXTRACTION**  
**SOLIDE-FLUIDE**

L'extraction solide-fluide est une opération de transfert ou d'échange de matière entre une phase solide, la matière à extraire et une phase liquide ou vapeur, les constituants recherchés peuvent être soit le soluté, soit le résidu [6].

## ***I.1 - LES PROCÉDES D'EXTRACTION DES HUILES ESSENTIELLES***

### ***I.1.1 - GENERALITES***

Avant de présenter ces procédés d'extraction, il convient tout d'abord de définir ce que l'on entend par huile essentielle. Pour l'International Standard Organisation (I.S.O), comme pour l'Association Française de Normalisation, et American Essential Oils Committee (A.E.O.C), ce terme désigne les produits généralement odorants, obtenus par entraînement à la vapeur d'eau ou par hydrodistillation de végétaux ou de parties de végétaux [7].

Les huiles essentielles connus également sous le nom d'essences naturelles, ou encore huiles volatiles, sont des substances odorantes, volatiles, huileuses, incolores, ou jaunâtres, peu soluble dans l'eau, plus ou moins solubles dans les solvants, tels que l'alcool et l'éther. Elles sont utilisées à l'état brut ou purifié, en pharmacie, dans l'industrie alimentaire ainsi que dans l'industrie cosmétique [7].

Différentes méthodes sont mises en oeuvre pour l'extraction des essences végétales. Cette diversité est dû à la variété des matières premières et à la sensibilité considérable de certains constituants, ce qui oblige à n'employer que des moyens peu agressifs sans intervention d'agents chimiques trop énergiques [8].

Divers procédés sont actuellement utilisés pour l'extraction des produits aromatiques des végétaux, et selon la technique utilisée, l'extraction permet d'obtenir des huiles essentielles, des pommades, des concrètes, des résinoïdes ou des infusions [8].

### ***I.1.2 - EXTRACTION PAR ENTRAÎNEMENT A LA VAPEUR D'EAU***

L'entraînement à la vapeur est basé sur le fait que la plupart des composés odorants contenus dans les végétaux peuvent être entraînés par des aérosols de vapeur d'eau. Pour ce faire, la plante ou organe de la plante est placée dans un appareil de distillation traversé

par un courant de vapeur d'eau. La vapeur se charge progressivement d'huile essentielle et s'échappe par un orifice situé en partie haute de l'appareil. Cette vapeur chargée est ensuite condensée. Les condensats sont ensuite récoltés et séparés dans des récipients [9].

Le principe sur lequel est basée cette opération a été mis en évidence par **Liebig** en 1832 et n'est au fond qu'une conséquence de la loi de **Dalton** sur le mélange des gaz et vapeur. Ainsi, la pression partielle de chaque constituant est égale à sa pression de vapeur à la température d'ébullition [10].

$$P_e = P_e^{\circ} \quad (I.1)$$

$$P_1 = P_1^{\circ} \quad (I.2)$$

$$P = P_e + P_1 \quad (I.3)$$

où  $P_e^{\circ}$  pression de vapeur de l'eau,  
 $P_e$  pression partielle de l'eau,  
 $P_1^{\circ}$  pression de vapeur de l'huile,  
 $P_1$  pression partielle de l'huile.

De ce fait, le mélange entrera en ébullition lorsque la tension de vapeur du mélange sera égale à la pression qu'il supporte c'est à dire la température qui sera nécessairement inférieure à la température d'ébullition du constituant le plus volatil. De plus, tant que les deux corps resteront en présence et quelles que soit leurs proportions relatives, le point d'ébullition du mélange restera fixe et comme chaque corps distille proportionnellement à sa propre tension de vapeur, la composition du distillat restera constante [11].

L'hydrodistillation réservée habituellement au dosage des huiles essentielles au laboratoire, consiste à placer la matière végétale directement dans l'eau, cette dernière est ensuite portée à ébullition. La non uniformité de la répartition des dépôts de l'huile essentielle dans le végétal complique le processus de transfert de matière lors de cette technique.

Le contact direct vapeur-huile est la condition nécessaire pour l'entraînement de l'huile, par conséquent le processus s'effectue en deux étapes :



1- A la température d'ébullition de l'eau, une partie des huiles volatiles se dissolvent dans l'eau présente à l'intérieur des sites, cette solution va alors diffuser jusqu'à la surface du végétal.

2- Vaporisation de l'huile au contact de la température élevée.

Selon la théorie de l'entraînement à la vapeur d'eau de l'huile essentielle, formulée par **Von Rechenberg**, le processus de diffusion a une cinétique lente et influencerait de façon partielle ou totale sur la cinétique d'hydrodistillation. Dans le cas de végétaux ayant des dépôts exogènes, l'hydrodiffusion n'est pas le phénomène prépondérant. L'hydrodistillation de telles matières végétales est de courte durée et la plus grande quantité d'huile est récupérée au début du processus [12].

En plus de la difficulté d'extraire les produits odorants peu volatils, ou ceux considérablement solubles dans l'eau, il y a d'autres effets qui accompagnent l'entraînement à la vapeur : tel que l'hydrolyse de certains constituants, (principalement des esters, qui donnent lieu à des alcools et des acides) ou la décomposition de certains constituants de l'huile essentielle occasionnée par la chaleur.

Cependant, l'entraînement à la vapeur d'eau est le procédé d'usage pour l'extraction des huiles essentielles des végétaux et peut être en discontinu ou en continu. Il est préféré aux autres procédés pour l'extraction des matières végétales riches en huile et lorsque les constituants de celle-ci sont stables à une température élevée.

Ce procédé est celui qui tout en fournissant les meilleurs rendements, permet avec un matériel et une main d'oeuvre relativement restreinte de traiter de grandes quantités de matière à la fois et de produire par la suite à bon marché une quantité d'essence considérable [9].

### ***1.1.3 - EXTRACTION PAR SOLVANTS ORGANIQUES VOLATILS***

Les huiles essentielles ont la propriété d'être solubles dans la plupart des solvants organiques, particulièrement dans les solvants organiques.

L'extraction est effectuée par immersion de la matière végétale dans le solvant. Le plus souvent l'opération est réalisée à température ambiante pour éviter une éventuelle

modification ou altération dans les structures moléculaires de l'extrait. Le solvant appelé miscella est récupéré, le produit obtenu après évaporation du solvant est appelé concrète. Le traitement à froid de cette dernière par alcool absolu permet de séparer les résinoïdes entraînés par le solvant organique et d'obtenir après évaporation de l'éthanol l'absolue contenant la majorité des composés odorants [6].

#### ***1.1.4 - EXTRACTION PAR DIOXYDE DE CARBONE***

Ces dernières années un nouveau procédé a vu le jour, il s'agit de l'extraction au dioxyde de carbone liquide ou supercritique.

Le dioxyde de carbone, solvant bon marché, ininflammable, sans réactivité et surtout dépourvu de toxicité, apparaît comme un fluide idéal pour extraire les fractions odorantes, sapides et colorées des épices et des herbes aromatiques, d'autant qu'il permet de travailler à faibles températures, limitant considérablement les risques de dénaturation thermiques. De plus on se trouve en général en milieu non aqueux évitant ainsi les possibilités d'hydrolyse [13].

Il s'agit d'un procédé très sélectif mais qui a pour inconvénient de nécessiter des pressions élevées, donc une technologie sophistiquée. Ceci limite son utilisation aux projets à chiffres d'affaires très élevés [14].

### ***1.2 - TECHNOLOGIE DE L'ENTRAÎNEMENT A LA VAPEUR***

#### ***1.2.1 - INTRODUCTION***

Dans l'industrie chimique, plus de 60 % de la production est sous forme solide, ce qui représente plus de 3000 produits dans des domaines tel que l'agriculture, la pharmacie, les pigments et les céramiques [15].

Plusieurs procédés interviennent dans la mise en oeuvre de l'extraction solide-fluide : on distingue ainsi les processus continus ou discontinus, avec la phase solide en lit fixe, mobile ou dispersée [16] :

### ***1.2.1.1 - Les opérations discontinues***

Elles consistent à mettre en présence une quantité de solide (charge) et un solvant, puis à séparer, après un temps de contact déterminé, les solides épuisés (inerte) de la solution. Un tel processus est généralement utilisé industriellement pour de faibles quantités de matières à traiter.

### ***1.2.1.2 - Les opérations continues***

Elles constituent l'essentiel des procédés mis en oeuvre industriellement pour traiter de gros tonnages de matières premières. Elles sont caractérisées par un cheminement ininterrompu du solide et du solvant. Le procédé à contre courant est largement utilisé en raison de l'économie de solvant qu'il induit.

## ***1.2.2 - LES TECHNIQUES DE L'ENTRAÎNEMENT A LA VAPEUR***

L'entraînement à la vapeur peut être pratiqué à pression ambiante dans des systèmes continus ou discontinus en surpression ou en dépression. Tous les modèles d'alambics d'hydrodistillation et d'hydrodiffusion comprennent une chaudière, un col de cygne, un condenseur réfrigérant à l'eau, et un décanteur.

### ***1.2.2.1 - LA DISTILLATION CLASSIQUE***

C'est une technique très ancienne qui présente l'avantage d'une très grande rusticité et d'un emploi facile. Le principe de cette méthode repose sur le passage d'un flux ascendant de vapeur au travers d'une masse de plante contenue dans une cuve étanche et reposant sur une grille perforée. Cette technique présente l'inconvénient principal, le plus souvent, d'être consommatrice d'énergie et de main d'oeuvre. En effet, même dans le cas de production de vapeur par feu nu, elle nécessite la présence d'un réchauffeur qui ne peut maîtriser la régularité de la production de vapeur et par la même la qualité et le rendement de la distillation [9].

### ***1.2.2.2 - LA DISTILLATION A LA VAPEUR INJECTEE***

Le système peut être autogénérateur, c'est à dire que l'ensemble (une cuve alambic insérée dans une cuve productrice de vapeur) est placé dans le foyer où sont brûlés les résidus solides de distillation, ou un autre carburant. La vapeur d'eau peut être produite par

une chaudière séparée. Elle est injectée directement dans la masse végétale à distiller. Cette technique est surtout utilisée dans les grosses unités, sur les lieux de production. Ce procédé peut aussi utiliser de la vapeur sous une pression de 1 à 3 bars. Les vapeurs sont ensuite détendues avant le passage dans le condenseur. On observe un gain important de temps et de rendement, mais il est faut noter que la température utilisée est généralement élevée [9, 17].

### ***I.2.2.3 - L'HYDRODISTILLATION ACCELEREE***

L'hydrodistillation accélérée, développée par la société D.C.F.Aroma process, repose sur l'utilisation d'un turbo-distillateur. Cet appareil combine le broyage du végétal et l'entraînement à la vapeur (turboextracteur Aroma-Process), améliorant ainsi l'ancien système d'agitation et d'entraînement. C'est un outil particulièrement bien adapté aux matières premières, dont la distillation est très longue et coûteuse en énergie et main d'oeuvre [17].

### ***I.2.2.4 - LA DISTILLATION CONTINUE A LA VAPEUR***

Tous les systèmes précédents sont discontinus, c'est dire que l'on traite une certaine charge de végétal, éliminée après épuisement. Des systèmes industriels de capacité importante, avec introduction et élimination continue du végétal à extraire, sont utilisés.

La distillation en continu utilise le principe de distillation à la vapeur directe. Elle se caractérise ici par le fait que le substrat végétal mis en mouvement par des vis de transfert est traversé par un flux de vapeur à contre courant [9].

Le système développé par les sociétés Aroma-Process / Frilli est basé sur le principe d'une distillation à contre courant. La structure horizontale comporte plusieurs modules superposés abritant chacun une vis sans fin. La conception particulière des vis de transfert provoque la formation de "bouchons" de matière végétale à intervalles réguliers. Ces bouchons sont traversés par un flux de vapeur à contre courant parfait. Il en résulte un épuisement méthodique des plantes avec une consommation spécifique de vapeur minimale [18].

La capacité de traitement de ces appareils continus est importante, et dépend notamment de leur nombre de tubes. Pour l'extraction des huiles essentielles par entraînement à la vapeur d'eau, il ne paraît pas nécessaire d'utiliser des pressions élevées, ce qui compte parmi les avantages de ce procédé.



## PRINCIPAUX SYMBOLES ET NOTATIONS

a	surface spécifique [ $\text{cm}^{-1}$ ]
A	surface interfaciale [ $\text{cm}^2$ ]
A.M	acide myristique
$D_0$	coefficient de diffusion apparent (au temps $t = 0$ ) [ $\text{cm}^2/\text{s}$ ]
$D_a$	coefficient de diffusion apparent [ $\text{cm}^2/\text{s}$ ]
$D_{im}$	coefficient de diffusion de l'espèce ( $i$ ) dans le mélange [ $\text{cm}^2/\text{s}$ ]
e, e1, e2	erreurs de troncature
eps	précision imposée
f1, f2, f3	fonctions dérivables sur R
F	facteur de forme.
$F_0$	nombre de Fourier
g	fonction dérivable sur R
ht	pas sur le temps
hl	pas sur la distance
H.E	huile essentielle
i	Indice de la variable spatiale
j	indice de la variable temporelle
K1, K2	coefficients de <b>Runge-Kutta</b>
$K_c$	pseudo-constante de réaction [ $\text{s}^{-1}$ ]
$K_f$	coefficient de transfert de matière dans la phase fluide [ $\text{cm}/\text{s}$ ]
m	constante d'équilibre
$m'$	nombre de variables
M	masse de matière végétale sèche [kg]
np	nombre de points expérimentaux
NI	nombre de pas de discrétisation dans l'espace
NJ	nombre de pas de discrétisation dans le temps
q	concentration dans la phase fluide [% de matière végétale sèche]
r	position radiale dans une particule [cm]

$R$	distance radiale [cm]
$V_{\text{particule}}$	volume de la particule solide [cm <sup>3</sup> ]
$V_{\text{pores}}$	volume du vide dans la particule solide [cm <sup>3</sup> ]
$W$	Débit de soluté à l'interface [kg/hr]
$x_1, x_2, y$	concentrations réduites
$y_{\text{exp}}$	concentration expérimentale
$y_{\text{mod}}$	concentration simulée
$X_0$	concentration initiale du soluté [% de matière végétale sèche]
$X$	concentrations du soluté [% de matière végétale sèche ]
$\tilde{X}$	concentrations moyennes du soluté à travers le rayon de la graine [% de matière végétale sèche]

## Symboles

$\nabla$	gradient
$\nabla^2$	hessien
$\varepsilon$	porosité de la graine
$\varepsilon_{\text{lit}}$	porosité du lit
$\xi$	coordonnée radiale réduite
$\tilde{t}$	temps réduit
$\tau$	temps de contact final [s]
$\rho_g$	masse volumique du grain
$\rho_{\text{lit}}$	masse volumique apparente du lit de particules

## Indices

l	soluté libre
f	soluté lié chimiquement
o	ordre de la méthode de <b>Runge-Kutta</b>



## **II.1 - MECANISME DE L'EXTRACTION SOLIDE-FLUIDE**

### **II.1.1 - PROCESSUS DE TRANSFERT DE MATIERE**

Le transfert du soluté dans un solvant exige un certain temps pour être complet et il est essentiel de déterminer la vitesse globale de ce phénomène, c'est à dire la vitesse de transfert ou vitesse d'extraction pour définir un appareil d'extraction. Cette vitesse résultante est régie par trois processus élémentaires d'échange de matière :

- la diffusion du solvant jusqu'au sein de la particule solide,
- la dissolution du soluté au sein des particules de solvant,
- la diffusion de la solution vers l'extérieur de la particule,
- la diffusion du soluté contenu dans la solution au contact du solide vers la masse restante du solvant.

La dissolution du soluté au sein des particules de solvant est généralement très rapide devant la durée du procédé entier de l'extraction.

La diffusion de la solution vers la surface extérieure du solide joue un rôle important dans la cinétique du transfert de matière. Dans le cas typique de l'extraction des graines oléagineuses, le cheminement du soluté à travers les parois des cellules peut être très lent pour diverses raisons (tortuosité, faible diamètre des pores,...). Le processus est régi par un phénomène de diffusion à travers une membrane ou dialyse.

Le passage du soluté de la solution au contact du solide vers la masse du solvant peut être considérée comme une simple opération de mélange dont la vitesse est telle que son influence sur la vitesse globale est très limitée, si cette vitesse de passage du soluté de la surface vers la masse de solvant est suffisamment faible pour contrôler le processus de transfert de matière, une bonne agitation du fluide est alors nécessaire [6].

### **II.1.2 - LES EQUATIONS REGISSANT LE TRANSFERT DE MATIERE**

La notion de vitesse de transfert de matière au sein d'un substrat solide est difficile d'accès car il est impossible de définir l'allure des cheminements au travers desquels s'effectue le transfert.

Les divergences de vue apparaissent au sujet de la validité des lois de Fick pour la diffusion dans les tissus végétaux non homogènes ou pour les conditions aux limites lors de la résolution des différentes équations.

Les expressions analytiques de la diffusion moléculaire pour un mélange binaire sont données par les lois de Fick [19].

### II.1.2.1 - LA LOI DE FICK

A température et pression constantes la densité de flux de transfert d'un constituant (*i*) dans un mélange complexe est exprimée par :

$$\vec{J}_i = -D_{im} \vec{\nabla} C_i \quad (\text{II.1})$$

avec  $D_{im}$  représente le coefficient de diffusion de l'espèce (*i*) dans le mélange,  
 $C_i$  représente la concentration de l'espèce (*i*).

Le flux de masse obéit à l'équation de bilan qui exprime la conservation de la masse dans un élément de fluide. L'équation s'obtient en écrivant que la variation de masse dans un volume  $V$  est égale à la somme des flux correspondants entrant dans ce volume et la quantité de matière apparue dans  $V$ . L'équation de bilan s'écrira donc :

$$\text{Ce qui entre (E)} - \text{Ce qui sort (S)} \pm \text{Ce qui se crée (R)} = \text{Ce qui s'accumule (A)}$$

Dans le cas général (formation et/ou disparition de *i*) l'équation de continuité relative au constituant *i* est :

$$\text{div}(C_i \vec{V} - D_{im} \vec{\nabla} C_i) \pm R_i + \frac{\partial C_i}{\partial t} = 0 \quad (\text{II.2})$$

Dans le cas où le terme de transport est négligeable l'équation se simplifie à :

$$\text{div}(-D_{im} \vec{\nabla} C_i) \pm R_i + \frac{\partial C_i}{\partial t} = 0 \quad (\text{II.3})$$

### II.1.2.2 - TRANSFERT DE MATIERE DANS LE SOLIDE

En considérant un transfert unidirectionnel on aura :

$$\frac{1}{r^{F-1}} \cdot \frac{\partial}{\partial r} (D_a \cdot r^{F-1} \cdot \frac{\partial C_i}{\partial r}) \pm R_i = \frac{\partial C_i}{\partial t} \quad (\text{II.4})$$

En l'absence de réaction chimique on obtient alors le deuxième loi de Fick [6] :

$$\frac{1}{r^{F-1}} \cdot \frac{\partial}{\partial r} (D_a \cdot r^{F-1} \cdot \frac{\partial C_i}{\partial r}) = \frac{\partial C_i}{\partial t} \quad (\text{II.5})$$

où  $F$  est le facteur de forme géométrique, égal à 1, 2, et 3 respectivement pour le parallélépipède, le cylindre et le sphère,

$r$  est la distance radiale variant de 0 à  $R$ ,

$C_i$  est la concentration de soluté dans la phase solide,

$D_a$  est le coefficient de diffusion apparent dans le solide poreux.

### II.1.2.3 -TRANSFERT DE MATIERE DANS LA PHASE FLUIDE

De nombreux modèles ont été proposés avec des succès divers afin de décrire la diffusion du soluté contenu dans la solution au contact du solide vers la masse fluide.

D'après le modèle de la couche limite, basé sur l'hypothèse que la particule est entourée d'un film mince, qui introduit une résistance supplémentaire au transfert de matière, le gradient de concentration est linéaire dans la couche et s'annule à l'extérieur [6].

Pour caractériser le transfert dans la phase fluide, on définit un coefficient de transfert en rapportant le flux interfacial à une différence de concentrations caractéristique [20] :

$$\Phi = K_f \cdot A \cdot (q^* - q) \quad (\text{II.6})$$

où  $A$  aire de l'interface solide-fluide,

$q^*$  concentration du soluté au contact du solide,

$q$  concentration du soluté dans la phase fluide,

$K_f$  coefficient de transfert de matière.

Le coefficient de transfert  $K_f$  est influencé par la viscosité ainsi que par la turbulence du milieu, une bonne agitation permet alors d'augmenter la diffusion à travers la couche limite [21].

Dans le cas de l'extraction des graines oléagineuses, le soluté est localisé dans des cellules végétales à parois très peu perméable. La résistance au passage du soluté à travers le solide est par conséquent beaucoup plus grande que dans la couche limite qui l'entoure.

D'autre part, la plupart des modèles utilisés pour interpréter le transfert de matière entre phases admettent que l'équilibre thermodynamique est atteint quasi instantanément en l'absence de réactions chimiques interfaciales, et de substances tensioactives adsorbées à l'interface [22].

## **II.2 - MODELISATION DU PROCESSUS D'EXTRACTION**

### **II.2.1 - INTRODUCTION**

La modélisation de type génie chimique permet d'établir une relation décrivant le processus à partir des lois fondamentales de la physique et de la chimie telles que la conservation de masse, les équilibres entre phases, les lois de transfert, ...etc.

Une fois établi, le modèle permet de faire des prévisions, de formuler des recommandations; il ouvre donc la voie aux problèmes de l'optimisation [23].

L'établissement d'un modèle, aussi simple soit il, requiert des résultats expérimentaux, et le problème est d'en connaître le nombre, la précision et la localisation.

### **II.2.2 - TRAVAUX ANTERIEURS**

Plusieurs modèles ont été proposés afin de décrire la cinétique de transfert de matière du processus d'extraction solide-fluide. A cet effet, nous pouvons citer les travaux effectués par MM.A.Allouache et H.Sayah [24], ainsi que ceux réalisés par MM S.Amerouali et T.Mansouri [25] sur le bois de cèdre en réacteur agité et en lit fixe respectivement.

Afin de déterminer le mécanisme d'extraction, plusieurs essais ont été effectués, aussi bien sur les graines de coriandre, que sur ceux de la nigelle.

Les courbes cinétiques obtenues lors de ces expériences, quelles que soient les conditions d'extraction, sont caractérisées par deux évolutions plus ou moins distinctes, la

vitesse d'extraction est rapide dans les premiers instants, alors qu'elle est ralentie par la suite.

Des expériences spécifiques d'extraction effectuées par A.Lalou et Coll [26], ont montré que les hemicelluloses présentes dans les coques de tournesol sont chimiquement liés aux parois cellulaires. Le processus de rupture de ces liaisons ne pouvait pas être négligé par rapport à la diffusion des espèces chimiques, donc les deux phénomènes devaient être pris en considération dans le modèle. Par contre, l'étape de diffusion du solvant dans le solide est négligeable devant les autres étapes.

Les travaux effectués par N.Beddek et Coll [3] sur les graines de coriandre indiquent que le linalol, constituant majoritaire de l'huile essentielle est chimiquement lié à une matrice, il serait donc libéré de cette combinaison par une hydrolyse accompagnant l'entraînement à la vapeur d'eau ou l'hydrodistillation.

Dans le même contexte, les travaux réalisés par N.Zouaghi et L.S.Toumi [4] sur les graines de nigelle ont prouvé que le thymol, constituant majoritaire de l'huile essentielle, se trouve chimiquement lié à une matrice.

### **II.2.3 - MODELES PROPOSES**

A partir des résultats obtenus, nous pouvons envisager d'établir deux modèles nous permettant de mettre en évidence l'influence de la vitesse d'hydrolyse sur la vitesse globale du processus de transfert de matière :

- 1- Dans le premier modèle, la réaction d'hydrolyse et la diffusion de l'espèce chimique sont tous deux pris en compte.
- 2- Dans le second modèle, la réaction chimique est négligée devant la diffusion.

### **II.2.3.1 - MODELE DE TRANSFERT DE MATIERE AVEC REACTION CHIMIQUE (CINETIQUE)**

#### **II.2.3.1.1 - HYPOTHESES ET EQUATIONS**

Afin de décrire le processus de transfert de matière, nous utiliserons plusieurs hypothèses simplificatrices :

1 - Dans le cas de l'entraînement à la vapeur, une simplification est faite en supposant que le lit fixe se comporte comme un réacteur piston [23].

2 - Compte tenu de l'incertitude attachée à l'estimation des paramètres caractérisant les systèmes triphasiques, il n'est pas utile de développer des modèles sophistiqués. Ainsi dans le cas de l'hydrodistillation, on considère que le système se comporte comme un lit fluidisé à trois phases. On pourra ainsi supposer que les phases liquides et solides sont parfaitement mélangées, alors que la phase gazeuse pourra être supposée en écoulement piston [23].

3 - La dispersion axiale et le terme de transport sont négligeables, ce qui revient à traiter le problème comme un processus de transfert entre la particule solide et la phase fluide.

4 - Les particules solides sont assimilés à des formes géométriques simples de distance radiale caractéristique  $R$ .

5 - Puisque les propriétés moyennes de l'huile essentielle varient peu, celle-ci sera considérée comme un soluté unique ayant des propriétés physiques et diffusionnelles moyennes; c'est à dire que le soluté est considéré comme ayant la même propriété diffusionnelle, bien qu'il soit en réalité composé d'une grande variété de constituants [22].

6 - La répartition initiale du soluté est considérée comme étant homogène.

7 - En prenant en considération la symétrie du problème, les concentrations en soluté libre et lié chimiquement,  $X_l$  et  $X_f$  respectivement ne dépendent que de la variable spatiale ( $r$ ) et du temps [26].

8 - La diffusion du solvant est négligeable devant les autres étapes du processus, et la vitesse d'hydrolyse est décrite par l'équation suivante [26] :

$$V_c = K_c \cdot X_f \quad (\text{II.7})$$

où  $K_c$  représente la pseudo-constante de la réaction d'hydrolyse.

9 - A l'interface, il y a évaporation du soluté, l'équilibre liquide-vapeur est atteint quasi instantanément :

$$q = m \cdot X_l \quad (\text{II.8})$$

où  $q$  est la concentration en soluté dans la phase gazeuse.

### II.2.3.1.2 - LES EQUATIONS A INTEGRER

1 - Pour le soluté lié chimiquement

$$\frac{\partial X_f(t, r)}{\partial t} = -K_c \cdot X_f(t, r) \quad (\text{II.9.a})$$

2 - Pour le soluté libre

$$\frac{\partial X_l(t, r)}{\partial t} = D_a \cdot \frac{\partial^2 X_l(t, r)}{\partial r^2} + \frac{(F-1) \cdot D_a}{r} \cdot \frac{\partial X_l(t, r)}{\partial r} + K_c \cdot X_f(t, r) \quad (\text{II.9.b})$$

### II.2.3.1.3 - LES CONDITIONS INITIALES

• Au temps  $t = 0$

$$q(0) = 0,$$

$$X_l(0, r) = 0,$$

$$X_f(0, r) = X_0. \text{ (assimilée à la quantité maximale extractible)}$$

### II.2.3.1.4 - LES CONDITIONS AUX LIMITES

1 - Au centre de la particule la concentration en soluté est maximale :

$$\text{Pour } r = 0 \quad \frac{\partial X_1(t,0)}{\partial r} = 0 \quad (\text{II.10})$$

2 - L'équilibre liquide-vapeur est atteint à l'interface

$$\text{Pour } r = R \quad X_1(t, R) = \frac{q(t)}{m} \quad (\text{II.11})$$

3 - A l'interface, nous considérons l'égalité des débits de soluté sortant des pores et celui qui passe dans la phase fluide ;

- Le débit de soluté du côté solide est donné par la première loi de Fick [14] :

$$W = (36) \cdot (-D_a \cdot A) \cdot M \cdot \left[ \frac{\partial X_1(t, r) / V_{\text{pores}}}{\partial r} \right]_{r=R} \quad (\text{II.12})$$

où A représente l'aire interfaciale solide-fluide,  $A = V_{\text{particule}} \cdot (F/R)$ ,

R représente la distance radiale,

$V_{\text{particule}}$  représente le volume de la particule solide,

$V_{\text{pores}}$  représente le volume du vide dans la particule solide,

M représente la masse de matière végétale sèche.

- Le débit massique de soluté à l'interface du côté fluide est donné par :

$$W = (36) \cdot M \cdot \frac{dq(t)}{dt} \quad (\text{II.13})$$

où  $q(t)$  est la concentration du soluté dans la phase fluide.

Pour tenir compte de l'accessibilité de plus en plus difficile du soluté au cours de l'avancement de l'opération d'extraction, un coefficient dépendant de la concentration résiduelle en soluté a été introduit sous la forme [26] :

$$D_a = D_0 \cdot \tilde{X}_f^\alpha \quad (\text{II.14})$$

$$\tilde{X}_f(t) = \frac{1}{R} \int_0^R X_f(t, r) dr \quad (\text{II.15})$$



Le modèle décrit dans cette partie comporte quatre paramètres  $K_c$ ,  $D_0$ ,  $\alpha$  et  $m$ , qui doivent être déterminés, pour cela nous ferons appel à des méthodes numériques.

### II.2.3.2 - MODELE SANS REACTION CHIMIQUE (DIFFUSIONNEL)

#### II.2.3.2.1 - HYPOTHESES ET EQUATIONS

Dans ce cas on considère que le transport du soluté dans les particules est un phénomène purement diffusionnel. Les hypothèses émises au préalable restent valables, sauf que dans ce cas on considère que tout le soluté se trouve à l'état libre ( $X_f = 0$ ).

#### II.2.3.2.2 - LES EQUATIONS A INTEGRER

Dans le cas d'un transfert sans réaction chimique le système se réduit à

$$\frac{\partial X_1(t, r)}{\partial t} = D_a \cdot \frac{\partial^2 X_1(t, r)}{\partial r^2} + \frac{(F-1) \cdot D_a}{r} \cdot \frac{\partial X_1(t, r)}{\partial r} \quad (\text{II.16})$$

#### II.2.3.2.3 - LES CONDITIONS INITIALES

$$\begin{aligned} q(0) &= 0, \\ X_1(0, r) &= X_0. \end{aligned} \quad (\text{II.17})$$

#### II.2.3.2.4 - LES CONDITIONS AUX LIMITES

Les conditions aux limites développées pour l'établissement du modèle de transfert de matière avec réaction chimique restent valables dans ce cas.

Aussi, le coefficient de diffusion varie de la même manière que précédemment, soit :

$$D_a = D_0 \cdot \tilde{X}_1^\alpha \quad (\text{II.18})$$

$$\text{avec } \tilde{X}_1(t) = \frac{1}{R} \int_0^R X_1(t, r) dr \quad (\text{II.19})$$

La résolution de ces équations se fait de la même manière que dans le premier modèle, où les paramètres  $D_0$ ,  $\alpha$  et  $m$  sont déterminés par réajustement.

## II.3 - RESOLUTION NUMERIQUE DES EQUATIONS DE TRANSFERT DE MATIERE

### II.3.1 - NORMALISATION

Les équations de transfert de matière ont été traitées en utilisant des variables adimensionnelles :

$$\xi = r/R \text{ avec } 0 < \xi < 1$$

$$\tilde{t} = t/\tau \text{ avec } 0 < \tilde{t} < 1$$

Le système d'équations pour le modèle cinétique est le suivant :

$$\begin{aligned} \frac{\partial x_1(\tilde{t}, \xi)}{\partial \tilde{t}} &= F_0 \cdot \tilde{X}_f^\alpha \cdot \left( \frac{\partial^2 x_1(\tilde{t}, \xi)}{\partial \xi^2} + \frac{(F-1)}{\xi} \cdot \frac{\partial x_1(\tilde{t}, \xi)}{\partial \xi} \right) + K_c \cdot \tau \cdot x_2(\tilde{t}, \xi) \\ \frac{\partial x_2(\tilde{t}, \xi)}{\partial \tilde{t}} &= -K_c \cdot \tau \cdot x_2(\tilde{t}, \xi) \end{aligned} \quad (\text{II.20})$$

avec R la distance radiale,

$\tau$  le temps de contact final,

$x_1, x_2, y$  les variables réduites définies comme suit,

$$x_1 = X_1 / X_0, \quad x_2 = X_f / X_0, \quad y = q / X_0$$

$X_l, X_f$  les concentrations respectives du soluté libre et lié,

$q$  la concentration du soluté dans la phase fluide,

$X_0$  la concentration initiale en soluté,

$F_0$  le nombre de Fourier relatif au temps de contact final,  $F_0 = D_0 \cdot \tau / R^2$ .

Dans le modèle diffusionnel, l'équation différentielle est de la forme :

$$\frac{\partial x_1(\tilde{t}, \xi)}{\partial \tilde{t}} = F_0 \cdot \tilde{X}_l^\alpha \cdot \left( \frac{\partial^2 x_1(\tilde{t}, \xi)}{\partial \xi^2} + \frac{(F-1)}{\xi} \cdot \frac{\partial x_1(\tilde{t}, \xi)}{\partial \xi} \right) \quad (\text{II.21})$$

### II.3.2 - DISCRETISATION

La distance radiale de la particule solide sera subdivisée en  $(NI - 1)$  intervalles d'égale largeur  $dr$ , le pas sur la distance est donné par :

$$hl = 1 / (NI - 1).$$

**II.3.2.1 - MODELE AVEC REACTION CHIMIQUE (CINETIQUE)**

La concentration en soluté dans le solide est décrite par NI fonctions

- Pour le soluté à l'état libre

$$Cl^{(i)}(\tilde{t}) = x_1(\tilde{t}, \xi_i = \frac{i-1}{NI-1})$$

- Pour le soluté lié chimiquement

$$Cf^{(i)}(\tilde{t}) = x_2(\tilde{t}, \xi_i = \frac{i-1}{NI-1})$$

Pour la résolution de ce système, on doit tenir compte des conditions initiales et aux limites, dans le cas du modèle avec réaction chimique nous avons :

- $\tilde{t} = 0$   $Cl^{(i)}(0) = 0$   
 $Cf^{(i)}(0) = 1$
- $i = 1$   $dCl^{(i)}(\tilde{t}) / d\xi = 0$
- $i = NI$   $y(\tilde{t}) = Cl^{(NI)}(\tilde{t})/m$

Le système à résoudre dans ce cas est le suivant :

Pour  $i = 1$ , nous utiliserons le développement côté centre

$$Cl^{(2)} = Cl^{(1)} + hl \left( \frac{\partial x_1}{\partial \xi} \right)_1 + \frac{hl^2}{2} \left( \frac{\partial^2 x_1}{\partial \xi^2} \right)_1$$

$$Cl^{(3)} = Cl^{(1)} + 2 \cdot hl \left( \frac{\partial x_1}{\partial \xi} \right)_1 + 2 \cdot hl^2 \left( \frac{\partial^2 x_1}{\partial \xi^2} \right)_1$$

puisque  $\left( \frac{\partial x_1}{\partial \xi} \right)_1 = 0$ , (centre de la particule)

nous obtenons :

$$\left( \frac{\partial^2 x_1}{\partial \xi^2} \right)_1 = \frac{2}{3} \cdot \frac{Cl^{(3)} - Cl^{(2)}}{hl^2}$$

En remplaçant dans les équations (II.20) nous avons :

$$\begin{cases} \frac{dCl^{(1)}}{dt} = \frac{2}{3} \cdot \frac{F_0 \cdot \tilde{X}_f^\alpha}{hl^2} \cdot (Cl^{(3)} - Cl^{(2)}) + K_c \cdot \tau \cdot Cf^{(1)} = f_1(Cl^{(3)}, Cl^{(2)}, Cf^{(1)}) \\ \frac{dCf^{(1)}}{dt} = -K_c \cdot \tau \cdot Cf^{(1)} = g(Cf^{(1)}) \end{cases} \quad (\text{II.22})$$

Pour  $i = 2, \dots, NI-1$ , nous utiliserons les différences centrées

$$Cl^{(i+1)} = Cl^{(i)} + hl \cdot \left( \frac{\partial x_1}{\partial \xi} \right)_i + \frac{hl^2}{2} \cdot \left( \frac{\partial^2 x_1}{\partial \xi^2} \right)_i$$

$$Cl^{(i-1)} = Cl^{(i)} - hl \cdot \left( \frac{\partial x_1}{\partial \xi} \right)_i + \frac{hl^2}{2} \cdot \left( \frac{\partial^2 x_1}{\partial \xi^2} \right)_i$$

d'où :

$$\left( \frac{\partial x_1}{\partial \xi} \right)_i = \frac{Cl^{(i+1)} - Cl^{(i-1)}}{2 \cdot hl}$$

$$\left( \frac{\partial^2 x_1}{\partial \xi^2} \right)_i = \frac{Cl^{(i+1)} - 2 \cdot Cl^{(i)} + Cl^{(i-1)}}{hl^2}$$

En remplaçant dans les équations (II.20) nous obtenons :

$$\begin{cases} \frac{dCl^{(i)}}{d\tilde{t}} = \frac{F_0 \cdot \tilde{X}_f^\alpha}{hl^2} \left( \left( 1 - \frac{F-1}{2(i-1)} \right) \cdot Cl^{(i-1)} - 2 \cdot Cl^{(i)} + \left( 1 + \frac{F-1}{2(i-1)} \right) \cdot Cl^{(i+1)} \right) + K_c \cdot \tau \cdot Cf^{(i)} \\ = f_2(Cl^{(i-1)}, Cl^{(i)}, Cl^{(i+1)}, Cf^{(i)}) \\ \frac{dCf^{(i)}}{d\tilde{t}} = -K_c \cdot \tau \cdot Cf^{(i)} = g(Cf^{(i)}) \end{cases} \quad (\text{II.23})$$

Pour  $i = NI$ , on utilisera dans ce cas les différences finies côté gauche

$$Cl^{(NI-1)} = Cl^{(NI)} - hl \cdot \left( \frac{\partial x_1}{\partial \xi} \right)_{NI} + \frac{hl^2}{2} \cdot \left( \frac{\partial^2 x_1}{\partial \xi^2} \right)_{NI}$$

$$Cl^{(NI-2)} = Cl^{(NI)} - 2 \cdot hl \cdot \left( \frac{\partial x_1}{\partial \xi} \right)_{NI} + 2 \cdot hl^2 \cdot \left( \frac{\partial^2 x_1}{\partial \xi^2} \right)_{NI}$$

d'où :

$$\left(\frac{\partial x_1}{\partial \xi}\right)_{NI} = \frac{CI^{(NI)} - CI^{(NI-1)}}{2 \cdot hI}$$

$$\left(\frac{\partial^2 x_1}{\partial \xi^2}\right)_{NI} = \frac{CI^{(NI)} - 2 \cdot CI^{(NI-1)} + CI^{(NI-2)}}{hI^2}$$

En remplaçant dans le système d'équations (II.20) nous obtenons :

$$\begin{aligned} \frac{dCI^{(NI)}}{dt} &= \frac{F_0 \cdot \tilde{X}_f^\alpha}{hI^2} \cdot \left( CI^{(NI-2)} + \left(1 + \frac{(F-1)}{i-1}\right) \cdot CI^{(NI)} - \left(2 + \frac{(F-1)}{i-1}\right) \cdot CI^{(NI-1)} \right) \\ &\quad + K_c \cdot \tau \cdot Cf^{(NI)} \\ &= f_3(CI^{(NI-2)}, CI^{(NI)}, CI^{(NI-1)}, Cf^{(NI)}) \\ \frac{dCf^{(NI)}}{dt} &= -K_c \cdot \tau \cdot Cf^{(NI)} = g(Cf^{(NI)}) \end{aligned} \quad (II.24)$$

### II.3.2.2 - MODELE SANS REACTION CHIMIQUE (DIFFUSIONNEL)

Pour la résolution du système dans le cas du modèle sans réaction chimique, nous avons les conditions initiales et les conditions aux limites suivantes :

- $\tilde{t} = 0 \quad CI^{(i)}(0) = 1$
- $i = 1 \quad \left(\frac{\partial x_1}{\partial \xi}\right)_1 = 0$
- $i = NI \quad y(\tilde{t}) = CI^{(NI)}(\tilde{t})/m$

Ainsi dans ce cas le système à résoudre est le suivant :

Pour  $i = 1$

$$\frac{dCI^{(i)}}{dt} = \frac{2}{3} \cdot \frac{F_0 \cdot \tilde{X}_1^\alpha}{hI^2} \cdot (CI^{(3)} - CI^{(2)}) = f_1(CI^{(3)}, CI^{(2)}) \quad (II.25)$$

Pour  $i = 2, \dots, NI-1$

$$\frac{dCI^{(i)}}{dt} = \frac{F_0 \cdot \tilde{X}_1^\alpha}{hI^2} \cdot \left( \left(1 - \frac{(F-1)}{2(i-1)}\right) \cdot CI^{(i-1)} - 2 \cdot CI^{(i)} + \left(1 + \frac{(F-1)}{2(i-1)}\right) \cdot CI^{(i+1)} \right) \quad (II.26)$$

$$\frac{dC_i^{(i)}}{dt} = f_2(C_i^{(i-1)}, C_i^{(i)}, C_i^{(i+1)})$$

Pour  $i = NI$

$$\begin{aligned} \frac{dC_i^{(NI)}}{dt} &= \frac{F_0 \cdot \tilde{X}_i^\alpha}{hI^2} \cdot \left( C_i^{(NI-2)} + \left(1 + \frac{(F-1)}{i-1}\right) \cdot C_i^{(NI)} - \left(2 + \frac{(F-1)}{i-1}\right) \cdot C_i^{(NI-1)} \right) \\ &= f_3(C_i^{(NI-2)}, C_i^{(NI)}, C_i^{(NI-1)}) \end{aligned} \tag{II.27}$$

La discrétisation de la variable spatiale par la méthode des différences finies nous permet d'obtenir un système d'équations différentielles ordinaires.

Les équations discrètes obtenues sont intégrées au cours du temps par une des méthodes de **Runge-Kutta**. Nous avons opté pour la méthode de **Runge-Kutta-Merson** d'ordre 4, celle-ci permet d'apporter des corrections aux concentrations à chaque étape. C'est une méthode adaptable à toutes les situations et très sophistiquée, aussi bien sur le plan mathématique, que sur le plan physique [27].

**II.3.3 - RESOLUTION DES EQUATIONS DIFFERENTIELLES PAR LA METHODE DE RUNGE-KUTTA-MERSON**

La méthode de Runge-Kutta est fondée sur une relation de récurrence de la forme

$$G_{j+1} = G_j + [c_1K_1 + c_2K_2 + \dots + c_oK_o] \quad o : \text{ordre de la méthode.}$$

Celle-ci est d'autant plus précise que son ordre est élevé, ainsi pour la méthode de Runge-Kutta-Merson, l'erreur par pas est de l'ordre de  $ht$  à la puissance 4 [28].

Pour un système de  $n$  équations différentielles du premier ordre

$$G_1(t) = f_1(t, x_1, x_2, \dots, x_m)$$

.....  
 .....  
 .....

$$G_n(t) = f_n(t, x_1, x_2, \dots, x_m)$$

Les paramètres utilisés dans ce cas, sont des vecteurs à n composants.

La détermination des coefficients  $K_o$  (o variant de 1 à 5) se fait, pour un nombre de m variables, par les équations suivantes :

$$K_o = [K_o^{(1)}, K_o^{(2)}, \dots, K_o^{(m)}]^t, \text{ avec } o = 1, \dots, 5$$

$$K_1^{(z)} = \frac{ht}{3} \cdot f_1(t, x^{(1)}, x^{(2)}, \dots, x^{(m)})$$

$$Q1^{(z)} = x^{(z)} + K_1^{(z)}$$

$$K_2^{(z)} = \frac{ht}{3} \cdot f_1(t + \frac{ht}{3}, Q1^{(1)}, Q1^{(2)}, \dots, Q1^{(m)})$$

$$Q2^{(z)} = x^{(z)} + 0.5 \cdot K_1^{(z)} + 0.5 \cdot K_2^{(z)}$$

$$K_3^{(z)} = \frac{ht}{3} \cdot f_1(t + \frac{ht}{3}, Q2^{(1)}, Q2^{(2)}, \dots, Q2^{(m)})$$

$$Q3^{(z)} = x^{(z)} + \frac{3}{8} \cdot K_1^{(z)} + \frac{9}{8} \cdot K_3^{(z)}$$

$$K_4^{(z)} = \frac{ht}{3} \cdot f_1(t + \frac{ht}{3}, Q3^{(1)}, Q3^{(2)}, \dots, Q3^{(m)})$$

$$Q4^{(z)} = x^{(z)} + \frac{3}{2} \cdot K_1^{(z)} - \frac{9}{2} \cdot K_3^{(2)} + 6 \cdot K_4^{(z)}$$

$$K_5^{(z)} = \frac{ht}{3} \cdot f_1(t + \frac{ht}{3}, Q4^{(1)}, Q4^{(2)}, \dots, Q4^{(m)})$$

z = 1, ..., m

La méthode de **Runge-Kutta** impose d'utiliser un pas  $ht$  inférieur à 0.1, pour un nombre d'intervalles égale à  $(NJ - 1)$ , ce pas  $ht$  est donné par :

$$ht = 1 / (NJ-1) \text{ avec } j = 1, \dots, NJ.$$

La modification apportée par **Merson** permet de faire une estimation explicite de l'erreur,  $e^{(z)}$ , de troncature dont l'expression est la suivante :

$$z = 1, \dots, m \quad e^{(z)} = 1/5 \cdot (K_1^{(z)} - 9/2 \cdot K_3^{(z)} + 4 \cdot K_4^{(z)} - 9/2 \cdot K_5^{(z)}) \quad (II.28)$$

Dans le cas où cette erreur plus grande qu'une certaine précision, un pas égal à  $ht/2$  est alors choisi et le processus itératif est répété [27].

Dans le cas du modèle avec réaction chimique on devra résoudre un système de  $2NI$  équations différentielles, on considère deux coefficients  $K1$  et  $K2$  qui sont en fait des matrices de dimensions  $5 \times NI$ , et qui sont déterminés à l'aide des équations suivantes :

$$i = 1 \quad \left| \begin{array}{l} K1_1^{(1)} = \frac{ht}{3} \cdot f1(CI_j^{(2)}, CI_j^{(3)}, Cf_j^{(1)}) \\ K2_1^{(1)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Cf_j^{(1)}) \end{array} \right.$$

$$i = 2, \dots, NI-1 \quad \left| \begin{array}{l} K1_1^{(i)} = \frac{ht}{3} \cdot f2(CI_j^{(i-1)}, CI_j^{(i)}, CI_j^{(i+1)}, Cf_j^{(i)}) \\ K2_1^{(i)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Cf_j^{(i)}) \end{array} \right.$$

$$i = NI \quad \left| \begin{array}{l} K1_1^{(NI)} = \frac{ht}{3} \cdot f3(CI_j^{(NI-2)}, CI_j^{(NI-1)}, CI_j^{(NI)}, Cf_j^{(NI)}) \\ K2_1^{(NI)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Cf_j^{(NI)}) \end{array} \right.$$

$$i = 1, \dots, NI \quad \left| \begin{array}{l} Q11_j^{(i)} = CI_j^{(i)} + K1_1^{(i)} \\ Q12_j^{(i)} = Cf_j^{(i)} + K2_1^{(i)} \end{array} \right.$$

$$i = 1 \quad \left| \begin{array}{l} K1_2^{(1)} = \frac{ht}{3} \cdot f1(Q11_j^{(2)}, Q11_j^{(3)}, Q12_j^{(1)}) \\ K2_2^{(1)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Q12_j^{(1)}) \end{array} \right.$$

$$i = 2, \dots, NI-1 \quad \left| \begin{array}{l} K1_2^{(i)} = \frac{ht}{3} \cdot f2(Q11_j^{(i-1)}, Q11_j^{(i)}, Q11_j^{(i+1)}, Q12_j^{(i)}) \\ K2_2^{(i)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Q12_j^{(i)}) \end{array} \right.$$



$$i = NI \quad \left| \begin{array}{l} K1_2^{(NI)} = \frac{ht}{3} \cdot f3(Q11_j^{(NI-2)}, Q11_j^{(NI-1)}, Q11_j^{(NI)}, Q12_j^{(NI)}) \\ K2_2^{(NI)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Q12_j^{(NI)}) \end{array} \right.$$

$$i = 1, \dots, NI \quad \left| \begin{array}{l} Q21_j^{(i)} = C1_j^{(i)} + 0.5 \cdot K1_1^{(i)} + 0.5 \cdot K1_2^{(i)} \\ Q22_j^{(i)} = Cf_j^{(i)} + 0.5 \cdot K2_1^{(i)} + 0.5 \cdot K2_2^{(i)} \end{array} \right.$$

$$i = 1 \quad \left| \begin{array}{l} K1_3^{(1)} = \frac{ht}{3} \cdot f1(Q21_j^{(2)}, Q21_j^{(3)}, Q22_j^{(1)}) \\ K2_3^{(1)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Q22_j^{(1)}) \end{array} \right.$$

$$i = 2, \dots, NI-1 \quad \left| \begin{array}{l} K1_3^{(i)} = \frac{ht}{3} \cdot f2(Q21_j^{(i-1)}, Q21_j^{(i)}, Q21_j^{(i+1)}, Q22_j^{(i)}) \\ K2_3^{(i)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Q22_j^{(i)}) \end{array} \right.$$

$$i = NI \quad \left| \begin{array}{l} K1_3^{(NI)} = \frac{ht}{3} \cdot f3(Q21_j^{(NI-2)}, Q21_j^{(NI-1)}, Q21_j^{(NI)}, Q22_j^{(NI)}) \\ K2_3^{(NI)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Q22_j^{(NI)}) \end{array} \right.$$

$$i = 1, \dots, NI \quad \left| \begin{array}{l} Q31_j^{(i)} = C1_j^{(i)} + 3/8 \cdot K1_1^{(i)} + 9/8 \cdot K1_3^{(i)} \\ Q32_j^{(i)} = Cf_j^{(i)} + 3/8 \cdot K2_1^{(i)} + 9/8 \cdot K2_3^{(i)} \end{array} \right.$$

$$i = 1 \quad \left| \begin{array}{l} K1_4^{(1)} = \frac{ht}{3} \cdot f1(Q31_j^{(2)}, Q31_j^{(3)}, Q32_j^{(1)}) \\ K2_4^{(1)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Q32_j^{(1)}) \end{array} \right.$$

$$i = 2, \dots, NI-1 \quad \left| \begin{array}{l} K1_4^{(i)} = \frac{ht}{3} \cdot f2(Q31_j^{(i-1)}, Q31_j^{(i)}, Q31_j^{(i+1)}, Q32_j^{(i)}) \\ K2_4^{(i)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Q32_j^{(i)}) \end{array} \right.$$

$$i = NI \quad \left| \begin{array}{l} K1_4^{(NI)} = \frac{ht}{3} \cdot f3(Q31_j^{(NI-2)}, Q31_j^{(NI-1)}, Q31_j^{(NI)}, Q32_j^{(NI)}) \\ K2_4^{(NI)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Q32_j^{(NI)}) \end{array} \right.$$

$$i = 1, \dots, NI \quad \left| \begin{array}{l} Q41_j^{(i)} = Cl_j^{(i)} + 3/2 \cdot K1_1^{(i)} - 9/2 \cdot K1_3^{(i)} + 6 \cdot K1_4^{(i)} \\ Q42_j^{(i)} = Cf_j^{(i)} + 3/2 \cdot K2_1^{(i)} - 9/2 \cdot K2_3^{(i)} + 6 \cdot K2_4^{(i)} \end{array} \right.$$

$$i = 1 \quad \left| \begin{array}{l} K1_5^{(1)} = \frac{ht}{3} \cdot f1(Q41_j^{(2)}, Q41_j^{(3)}, Q42_j^{(1)}) \\ K2_5^{(1)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Q42_j^{(1)}) \end{array} \right.$$

$$i = 2, \dots, NI-1 \quad \left| \begin{array}{l} K1_5^{(i)} = \frac{ht}{3} \cdot f2(Q41_j^{(i-1)}, Q41_j^{(i)}, Q41_j^{(i+1)}, Q42_j^{(i)}) \\ K2_5^{(i)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Q42_j^{(i)}) \end{array} \right.$$

$$i = NI \quad \left| \begin{array}{l} K1_5^{(NI)} = \frac{ht}{3} \cdot f3(Q41_j^{(NI-2)}, Q41_j^{(NI-1)}, Q41_j^{(NI)}, Q42_j^{(NI)}) \\ K2_5^{(NI)} = \frac{ht}{3} \cdot g(Q42_j^{(NI)}) \end{array} \right.$$

Une fois les coefficients **K1** et **K2** calculés, nous pourrions déterminer les concentrations dans le grain pour chaque instant  $j$

$$i = 1, \dots, NI-1 \quad Cl_{j+1}^{(i)} = Cl_j^{(i)} + 1/6 \cdot (K1_1^{(i)} + 2 \cdot K1_2^{(i)} + 2 \cdot K1_3^{(i)} + K1_4^{(i)}) \quad (II.29)$$

$$i = 1, \dots, NI \quad Cf_{j+1}^{(i)} = Cf_j^{(i)} + 1/6 \cdot (K2_1^{(i)} + 2 \cdot K2_2^{(i)} + 2 \cdot K2_3^{(i)} + K2_4^{(i)}) \quad (II.30)$$

Les deux erreurs de troncatures seront calculées à partir des équations suivantes :

$$i = 1, \dots, NI \left\{ \begin{array}{l} e1^{(i)} = 1/5.(K1_1^{(i)} - 9/2.K1_3^{(i)} + 4.K1_4^{(i)} - 9/2.K1_5^{(i)}) \\ e2^{(i)} = 1/5.(K2_1^{(i)} - 9/2.K2_3^{(i)} + 4.K2_4^{(i)} - 9/2.K2_5^{(i)}) \end{array} \right. \quad (II.31)$$

Dans le cas du modèle sans réaction chimique, le problème se réduit à un système d'équations différentielles plus simples à résoudre, les équations ayant servi à l'établissement du modèle de transfert avec réaction chimique sont reprises dans ce cas, sauf que les termes  $K2^{(i)}$  relatifs à l'existence d'une réaction chimique sont pris égaux à zéro.

Le calcul de la concentration du soluté dans le fluide  $y(\tilde{t})$  se fait à partir de l'égalité des flux

$$-D_a \cdot a \cdot \frac{V_{\text{particule}}}{V_{\text{pores}}} \cdot \frac{\partial x_1}{\partial \xi} = \frac{R}{\tau} \cdot \frac{dy}{d\tilde{t}} \quad (II.32)$$

où  $a$  est la surface spécifique,  $a = F / R$ .

Après une discrétisation côté gauche nous obtenons :

$$-D_a \cdot \frac{(CI_j^{(NI)} - CI_j^{(NI-1)})}{hl} \cdot \frac{F}{R} = \frac{\varepsilon \cdot R}{\tau} \cdot \frac{(y_{j+1} - y_j)}{ht}$$

$$y_{j+1} = y_j - \frac{F \cdot ht \cdot \tilde{X}_j^\alpha \cdot F_0}{\varepsilon \cdot hl} \cdot (CI_j^{(NI)} - CI_j^{(NI-1)}) \quad (II.33)$$

où  $\tilde{X} = \tilde{X}_f$  dans le cas du modèle cinétique,

$\tilde{X} = \tilde{X}_l$  dans le cas du modèle diffusionnel,

$\varepsilon$  est la porosité du grain.

L'expression donnant la concentration de soluté libre à l'interface  $CI^{(NI)}$  est de la forme

$$CI_j^{(NI)} = \frac{y_j}{m} \quad (II.34)$$

Cette condition aux limites est valable pour les deux modèles (cinétique et diffusionnel).

Les deux modèles font intervenir un coefficient de diffusion qui varie en fonction du temps, celui-ci est déterminé à partir de l'expression suivante :

$$D_a = D_0 \cdot \tilde{X}^\alpha \quad (\text{II.35})$$

$$\text{où } \tilde{X} = X_0 \int_0^1 x_1(\tilde{t}, \xi) d\xi \quad \text{dans le cas du modèle cinétique}$$

$$\text{et } \tilde{X} = X_0 \int_0^1 x_2(\tilde{t}, \xi) d\xi \quad \text{dans le cas du modèle diffusionnel.}$$

L'intégrale précédente est calculée à l'aide de la méthode composite de Simpson [28], cette dernière est présentée en annexe 1.

#### **II.3.4 - ALGORITHME DE RESOLUTION DES EQUATIONS DIFFERENTIELLES**

- 1- Lecture des paramètres du problème.
- 2- Initialisation de j et de b : j = 1, b = 0.
- 3- Initialisation des concentrations  $Cf^{(i)}$  et  $Cl^{(i)}$ ,  $i = 1, \dots, NI$ .
- 4- Calcul du coefficient de diffusion  $D_a$  à l'instant (j).
- 5- Calcul des coefficients de Runge-Kutta  $K1_0^{(i)}$  et  $K2_0^{(i)}$ ,  $i = 1, \dots, NI$ ,  $o = 1, \dots, 5$ .
- 6- Calcul des nouvelles concentrations en soluté libre et lié  $v^{(i)}$  et  $w^{(i)}$  respectivement ( $i = 1, \dots, NI$ ) et dans le fluide y à l'instant (j + 1).
- 7- Calcul du temps t,  $t = \tau \cdot (j-1) / (NJ-1)$ .
- 8- Initialisation de i : i = 1.

9- Si  $t = t_{exp_i}$  mettre  $y_{mod_i} = y_j$  ( $y_j$  représente la concentration obtenue par calcul).

10- Mettre :  $i = i + 1$ .

11- Si  $i \leq np$  alors aller à l'étape 9 ( $np$  est le nombre de points expérimentaux).

12- Mettre :  $j = j + 1$ .

13- Si  $j \leq NJ$  alors

- mettre  $C_l^{(i)} = v^{(i)}$   $C_f^{(i)} = w^{(i)}$ ,  $i = 1, \dots, NI$ .
- aller à l'étape 4.

14- Calcul de l'erreur  $e1$  et  $e2$ .

15- Si  $e1^{(i)} > \epsilon$  ou  $e2^{(i)} > \epsilon$ ,  $i = 1, \dots, NI$  (où  $\epsilon$  est la précision désirée) alors

- mettre  $b = b + 1$ .

16- Si  $b \neq 0$  alors

- mettre  $ht = ht/2$
- $NJ = 1/ht + 1$
- aller à l'étape 2.

17- Imprimer  $y_{mod_i}$ ,  $i = 1, \dots, np$ .

### II.3.5 - REAJUSTEMENT DES VARIABLES

Lorsqu'on dispose d'une fonction  $P$ , pour laquelle on ne connaît que les données correspondant à des relevés de mesures expérimentales. Le problème général de l'approximation est de déterminer une fonction  $F$  aussi proche que possible de  $P$ , cette fonction  $F$  dépend de certaines variables qui doivent être réajustés [28].

#### II.3.5.1 - REAJUSTEMENT AU SENS DES MOINDRES CARRÉS

Dans l'approximation au sens des moindres carrés, la fonction  $F$  minimise  $\|R\|$ , où  $\| \cdot \|$  désigne la norme euclidienne sur  $\mathbf{R}^n$  et  $R = (r_i)$  est le vecteur des "résidus" :

$$r_i = y_i - F(x_i), i = 1, \dots, n.$$

où  $y_i$  sont les valeurs d'une variable réelle qu'elle prend sur  $n$  abscisses distinctes  $x_i$ . Cette méthode d'approximation permet de s'affranchir au mieux des erreurs dans les mesures [28].

La norme euclidienne sur  $\mathbf{R}^n$  est la norme notée  $\varphi_2$  et définie pour tout vecteur  $X = (x_i)$  par :

$$\varphi_2(x) = \left[ \sum_{i=1}^n |x_i|^2 \right]^{1/2} \quad (\text{II.36})$$

Il s'agit de minimiser la fonction  $\varphi_2(R)$  de  $\mathbf{R}^{n+1}$  dans  $\mathbf{R}$ , définie par :

$$\varphi_2(R) = \left[ \sum_{i=1}^n |r_i|^2 \right]^{1/2} = \left[ \sum_{i=1}^n (Y_i - F(X_i))^2 \right]^{1/2} \quad (\text{II.37})$$

La minimisation de  $\varphi_2(R)$  est équivalente à la minimisation de la fonction  $\varphi_2^2(R)$ , donnée par :

$$\varphi_2^2(R) = \sum_{i=1}^n |r_i|^2 \quad (\text{II.38})$$

Dans notre cas, on souhaite déterminer le vecteur de variables :

$\mathbf{H} = (\mathbf{h}_j) = [\mathbf{D}, \mathbf{K}_c, \mathbf{m}, \alpha]^t$  à partir de  $np$  mesures, en minimisant le critère quadratique

$$E = \sum_{i=1}^{np} (y \exp_i - y \text{mod}_i)^2 \quad (\text{II.39})$$

Une condition nécessaire pour que  $E$  admette un extremum au point  $\mathbf{H} = (\mathbf{h}_j)$ , est que le gradient de la fonction  $E(\mathbf{H})$  soit nul.

$$\begin{aligned} \nabla E(\mathbf{H}) = 0 &\Leftrightarrow \frac{\partial E}{\partial h_j}(h_1, \dots, h_{m'}) = 0, \quad j = 1, \dots, m' \\ &\Leftrightarrow -2 \sum_{i=1}^{np} (y \exp_i - y \text{mod}_i) \cdot \frac{\partial y \text{mod}_i}{\partial h_j}(h_1, \dots, h_{m'}) = 0 \quad (\text{II.40}) \end{aligned}$$

où  $m$  est le nombre de variables,  $m' = 4$ .

On définit :

$$\mathbf{H}^t = [D, K_c, m, \alpha]$$

$$d^2 \text{ où } \Delta \mathbf{H}^t = [\Delta D, \Delta K_c, \Delta m, \Delta \alpha]$$

Il existe de nombreuses méthodes d'optimisation pour trouver le minimum d'une fonction  $E(\mathbf{H})$ , les plus connues sont celles du gradient ou de Gauss Newton. Cependant, la méthode de **Levenberg et Marquardt** présente l'avantage de condenser les deux algorithmes en un seul [29].

### II.3.5.2 - METHODE DE LEVENBERG ET MARQUARDT

Le développement du gradient de  $E$  en série de **Taylor** au voisinage d'un vecteur  $\mathbf{H}$  proche de  $\mathbf{H}_{\text{optimal}}$ , et en se limitant au premier ordre s'écrit [29] :

$$\nabla E(\mathbf{H} + \Delta \mathbf{H}) = \nabla E(\mathbf{H}) + \nabla^2 E(\mathbf{H}) \cdot \Delta \mathbf{H} \quad (\text{II.41})$$

avec  $\mathbf{H}_{\text{opt}} = \mathbf{H} + \Delta \mathbf{H}$ ,

$\nabla^2 E(\mathbf{H})$  hessien ou matrice des dérivées secondes.

$$\nabla^2 E(H) = \begin{bmatrix} A_{11} & A_{12} & A_{13} & A_{14} \\ A_{21} & A_{22} & A_{23} & A_{24} \\ A_{31} & A_{32} & A_{33} & A_{34} \\ A_{41} & A_{42} & A_{43} & A_{44} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{\partial^2 E}{\partial D^2} & \frac{\partial^2 E}{\partial D \partial K_c} & \frac{\partial^2 E}{\partial D \partial m} & \frac{\partial^2 E}{\partial D \partial \alpha} \\ \frac{\partial^2 E}{\partial K_c \partial D} & \frac{\partial^2 E}{\partial K_c^2} & \frac{\partial^2 E}{\partial K_c \partial m} & \frac{\partial^2 E}{\partial K_c \partial \alpha} \\ \frac{\partial^2 E}{\partial m \partial D} & \frac{\partial^2 E}{\partial m \partial K_c} & \frac{\partial^2 E}{\partial m^2} & \frac{\partial^2 E}{\partial m \partial \alpha} \\ \frac{\partial^2 E}{\partial \alpha \partial D} & \frac{\partial^2 E}{\partial \alpha \partial K_c} & \frac{\partial^2 E}{\partial \alpha \partial m} & \frac{\partial^2 E}{\partial \alpha^2} \end{bmatrix}$$

Comme par définition de l'optimum  $\nabla E(H_{opt}) = 0$  alors :

$$\nabla E(H + \Delta H) = 0$$

Le système linéaire à résoudre sera :

- Pour la méthode de **Newton** :

$$\nabla^2 E(H) \cdot \Delta H = -\nabla E(H)$$

- Pour la méthode de **Levenberg-Marquardt** :

$$[\nabla^2 E + \lambda \cdot \mathbf{I}] \cdot \Delta H = -\nabla E \tag{II.42}$$

L'introduction du terme  $(+\lambda \cdot \mathbf{I})$  revient à forcer la matrice  $[\nabla^2 E + \lambda \cdot \mathbf{I}]$  à être définie positive.

Le calcul du gradient  $\nabla E(H)$  se fait à partir de l'expression suivante :

$$\nabla E(H) = -2 \sum_1^{np} G_i \cdot e_i$$

avec  $e_i = (y_{exp_i} - y_{mod_i})$ ,

$i = 1, \dots, np$

$$G_i = \left[ \frac{\partial y_{mod_i}}{\partial h_1}, \dots, \frac{\partial y_{mod_i}}{\partial h_j}, \dots, \frac{\partial y_{mod_i}}{\partial h_{m'}} \right]^t = \left[ g_i^{(1)}, \dots, g_i^{(j)}, \dots, g_i^{(m')} \right]$$

Pour les dérivées secondes ou la matrice hessienne, on fait appel à l'approximation de **Gauss Newton** :

$$A_{11} = 2 \sum_1^{np} (g_i^{(1)})^2 \quad A_{12} = 2 \sum_1^{np} g_i^{(1)} \cdot g_i^{(2)} \quad A_{13} = 2 \sum_1^{np} g_i^{(1)} \cdot g_i^{(3)}$$

$$A_{14} = 2 \sum_1^{np} g_i^{(1)} \cdot g_i^{(4)} \quad A_{22} = 2 \sum_1^{np} (g_i^{(2)})^2 \quad A_{23} = 2 \sum_1^{np} g_i^{(2)} \cdot g_i^{(3)}$$



$$A_{24} = 2 \sum_1^{np} g_i^{(2)} \cdot g_i^{(4)} \quad A_{33} = 2 \sum_1^{np} (g_i^{(3)})^2 \quad A_{34} = 2 \sum_1^{np} g_i^{(3)} \cdot g_i^{(4)}$$

$$A_{44} = 2 \sum_1^{np} (g_i^{(4)})^2$$

La détermination de la matrice hessienne, et du vecteur gradient nécessite le calcul de la dérivée partielle d'ordre 1 de la fonction  $y_{mod_i}$  ( $i = 1, \dots, np$ ) par rapport à  $h_j$ . Pour cela nous avons utilisé une formule de différence à pas variable et un procédé d'extrapolation [28].

Cette méthode se présente comme suit :

on choisit un pas initial  $P = (p_j)$ , avec  $p_j > 0, j = 1, \dots, m'$ .

On pose  $p_0^{(0)} = 2p_j$

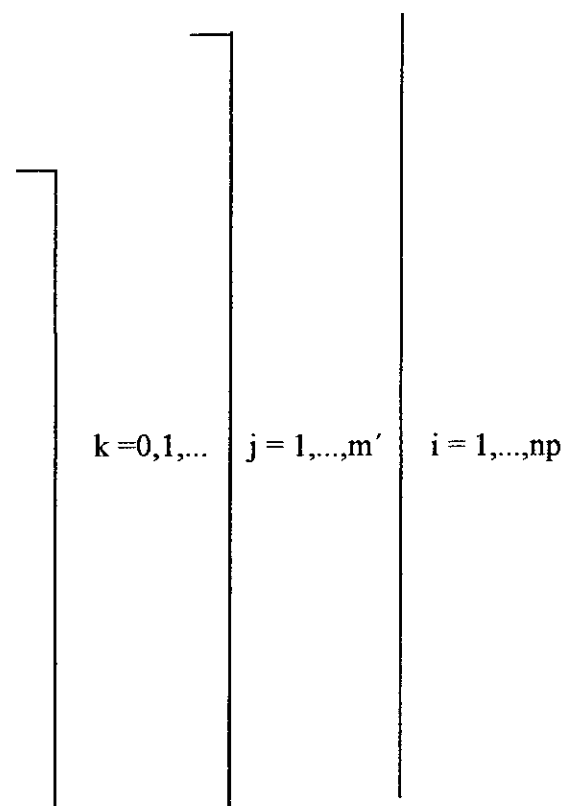
$$p_{k+1}^{(0)} = p_k^{(0)} / 2$$

$$y_{mod_i}^{(1)} = f(h_1^{(0)}, \dots, h_j^{(0)} - p_{k+1}^{(0)}, \dots, h_{m'}^{(0)})$$

$$y_{mod_i}^{(2)} = f(h_1^{(0)}, \dots, h_j^{(0)} + p_{k+1}^{(0)}, \dots, h_{m'}^{(0)})$$

$$d_{k+1}^{(0)} = \frac{y_{mod_i}^{(2)} - y_{mod_i}^{(1)}}{2p_{k+1}^{(0)}}$$

$$\text{si } k > 0, d_k^{(1)} = \frac{4d_{k+1}^{(0)} - d_k^{(0)}}{3}$$



On fixe un nombre maximal **max** d'itérations et on arrête le processus dès que ce nombre est dépassé, ou bien dès que  $|d_k^{(1)} - d_{k-1}^{(1)}|$  est inférieur à une précision imposée, dans ce dernier cas  $d_k^{(1)}$  est une approximation de la dérivée partielle au point  $h_j$ .

Dans le cas du modèle cinétique, le système linéaire (II.42) est résolu par la méthode de **Gauss** avec pivotation totale (voir annexe 1). Pour le modèle diffusionnel, nous ferons appel à la méthode des déterminants de **Cramer** [29].

La méthode de **Levenberg-Marquardt** [30] consiste à former une suite en posant :

$$H^{(s+1)} = H^{(s)} + \Delta H, \quad s = 0, 1, \dots$$

Après initialisation des paramètres  $h_j$  et de  $\lambda$  (ce dernier est choisi le plus petit possible pour s'approcher de la convergence de Newton), nous calculons la valeur en  $H^{(s)}$  de la fonction  $E(H)$

- Si  $E(H^{(s+1)}) \geq E(H^{(s)})$ , la valeur de  $\lambda$  est réduite, le système linéaire (II.42) est résolu à l'aide de la nouvelle valeur de  $\lambda$ .

- Si  $E(H^{(s+1)}) < E(H^{(s)})$ , la valeur de  $\lambda$  est augmentée, les calculs sont répétés en mettant  $H^{(s)} = H^{(s+1)}$ .

L'algorithme de **Levenberg-Marquardt** possède la propriété intéressante de converger très vite dès qu'on s'approche de la solution [29].

### II.3.5.3 - ALGORITHME DE REAJUSTEMENT

- 1- Initialisation de  $s$  ( $s = 0$ ) et de  $H^t = [D, K_c, m, \alpha] = (h_j)$ ,  $j = 1, \dots, m'$ .
- 2- Initialisation de  $\lambda$  et de  $z$ , mettre  $\lambda = 0.001$  et  $z = 0$ .
- 3- Calcul de  $E(H^{(s)})$ .
- 4- Calcul du gradient et du hessien au point  $H^{(s)}$ .
- 5- Résolution du système linéaire (II.42), et calcul de  $E(H^{(s+1)})$ .
- 6- Si  $E(H^{(s+1)}) \geq E(H^{(s)})$  alors :
  - mettre
    - $z = 0$ ,
    - $\lambda = \lambda/\alpha$  (où  $\alpha$  est un nombre entier supérieur à 1).
  - aller à l'étape 5.
- 7- SI  $E(H^{(s+1)}) < E(H^{(s)})$  alors :
  - calculer la précision  $pr$ ,  $pr = (E(H^{(s+1)}) - E(H^{(s)})) / E(H^{(s+1)})$ .
  - Si  $pr \leq \text{eps}$  et ( $z \neq 0$ ) alors :
    - imprimer les paramètres  $(h_j)$ ,
    - imprimer les concentrations  $y_{\text{mod}i}$  ( $i = 1, \dots, np$ )  
correspondant aux paramètres  $(h_j)$ .
  - Si  $pr > \text{eps}$  mettre :
    - $z = z + 1$ ,
    - $\lambda = \lambda \cdot \alpha^z$ ,
    - $H^{(s)} = H^{(s+1)}$ ,
    - aller à l'étape 4.

## **II-4 - APPLICATION DU PROGRAMME DE CALCUL**

### **II.4.1 - APPLICATION DES MODELES PROPOSES AUX GRAINES DE CORIANDRE**

#### **II.4.1.1 - DENSITES APPARENTES ET POROSITES DES GRAINES DE CORIANDRE ET DU LIT DE MATIERE VEGETALE**

La spécificité de ces particules réside dans leur forme sphérique et leur structure interne poreuse.

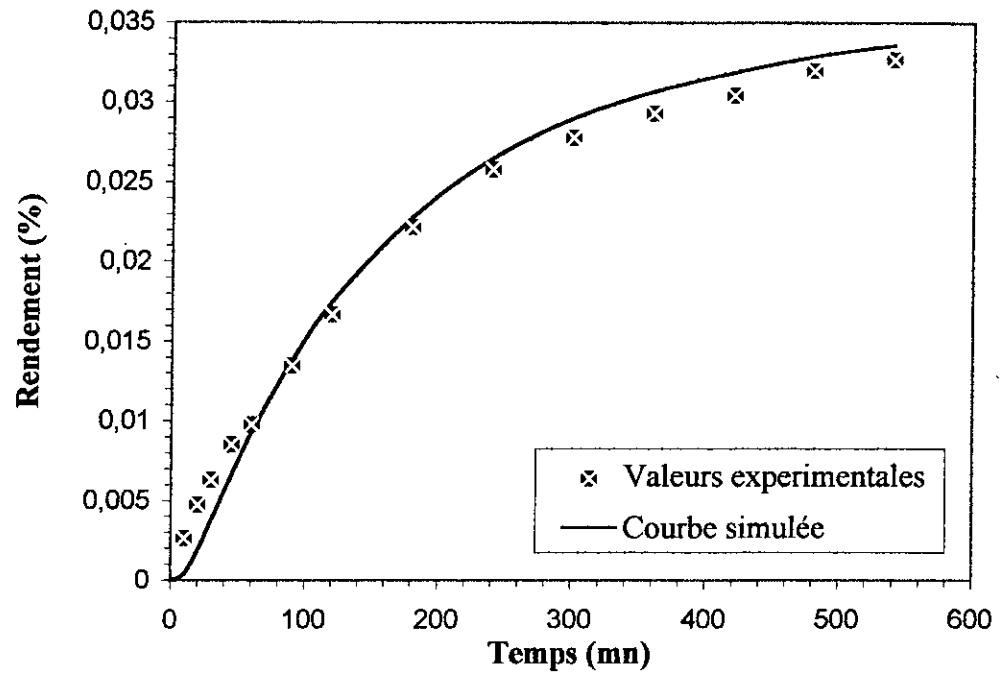
L'application des modèles développés nécessite la connaissances de certains paramètres liés au solide, à savoir le diamètre moyen des graines et leur porosité.

Concernant le diamètre, nous l'avons mesuré pour une population d'une centaine de particules issues d'un échantillonnage qui a donné une moyenne de 4 millimètres. Notons que l'écart par rapport à cette valeur moyenne est pratiquement nul. Quant à la porosité de la graine, celle-ci a été déduite de la mesure de la quantité maximale d'eau qu'elle peut absorber. Nous supposons que l'eau occupera le volume de vide dans la graine; cette façon de procéder nous a permis d'estimer la porosité des graines de coriandre,  $\epsilon$ , qui est de l'ordre de 0.43. Nous avons aussi déterminé la masse volumique du grain  $\rho_g = 267.5 \text{ kg/m}^3$  ainsi que la masse volumique apparente du lit  $\rho_{lit} = 256.2 \text{ kg/m}^3$ , d'où la déduction de la porosité du lit,  $\epsilon_{lit}$ , qui est de 0.38 (voir annexe 2).

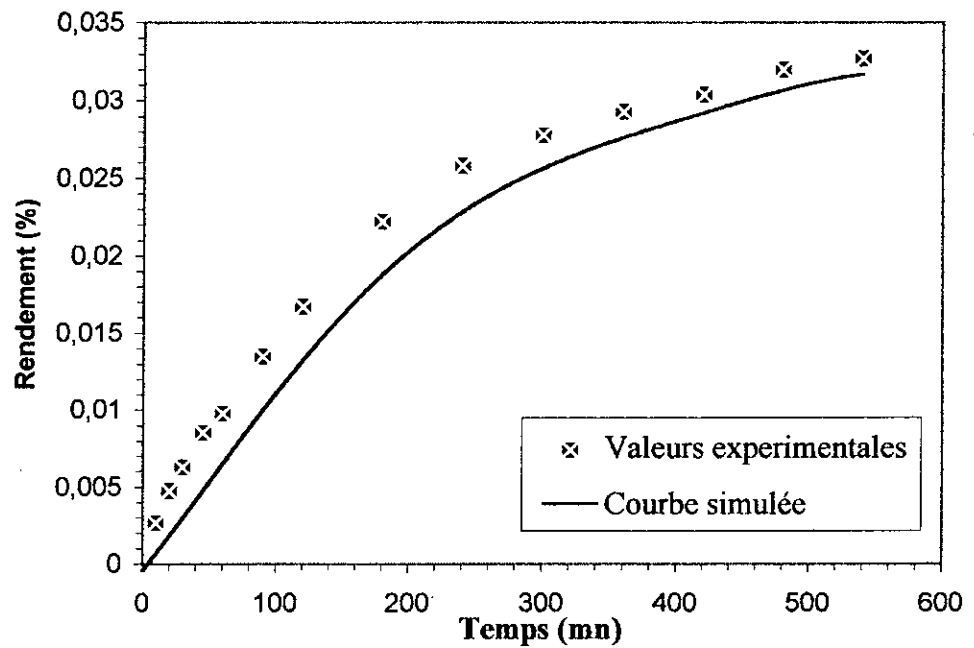
#### **II.4.1.2 - RESULTATS DE LE MODELISATION**

##### **II.4.1.2.1 - HYDRODISTILLATION**

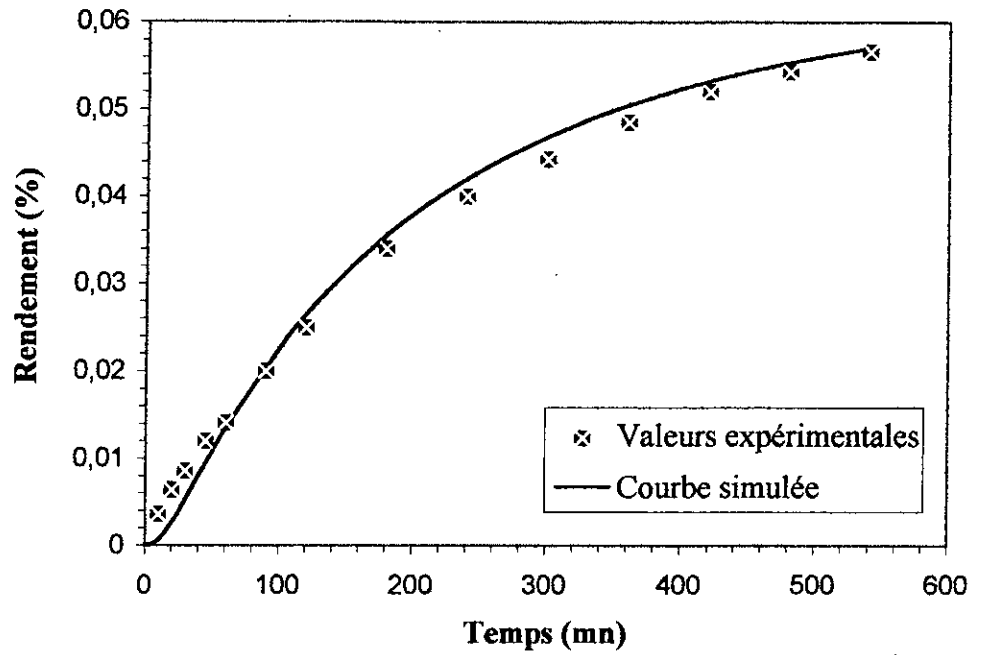
Notre objectif majeur était de construire un modèle qui permette de décrire les cinétiques d'extraction de l'huile essentielle. Afin d'aboutir à cela, nous nous sommes intéressés, en premier lieu, au constituant majoritaire de huile essentielle de coriandre qui est le linalol, en utilisant les données d'une étude cinétique d'extraction menée sur 60 g de matière végétale avec un débit de distillat de 3.8 ml/mn [3]. Les simulations effectuées sur la courbe cinétique de ce constituant à l'aide du modèle cinétique (avec réaction chimique) et du modèle diffusionnel (sans réaction chimique) sont présentées par les figures II.1.a et II.1.b :



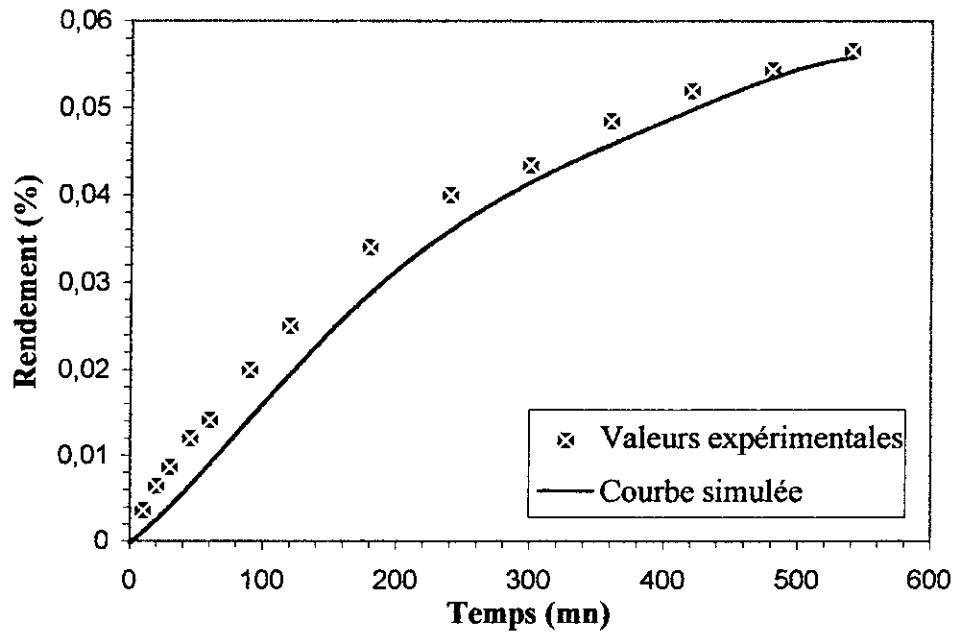
**FIG II.1.a** : Simulation de l'extraction du linalol par le modèle cinétique.



**FIG II.1.b** : Simulation de l'extraction du linalol par le modèle diffusionnel.



**FIG II.2.a : Simulation de l'extraction de l'huile essentielle de coriandre par le modèle cinétique.**



**FIG II.2.b : Simulation de l'extraction de l'huile essentielle de coriandre par le modèle diffusionnel.**

Les tableaux II.1 et II.2 présentent les valeurs des paramètres pour le modèle cinétique et diffusionnel :

**Tableau II.1 : Paramètres du modèle cinétique**

	$D_0$ ( $10^{-9} \text{cm}^2/\text{s}$ )	$K_c$ ( $10^{-3} \text{s}^{-1}$ )	$\alpha$ ( $10^{-2}$ )	$m$
<b>Linalol</b>	9.87	5.26	6.43	0.24
<b>H.E</b>	9.64	5.42	3.05	0.29

**Tableau II. 2 : Paramètres du modèle diffusionnel**

	$D_0$ ( $10^{-9} \text{cm}^2/\text{s}$ )	$\alpha$ ( $10^{-1}$ )	$m$
<b>Linalol</b>	4.03	3.88	0.25
<b>H.E</b>	4.67	2.95	0.24

**H.E:** huile essentielle

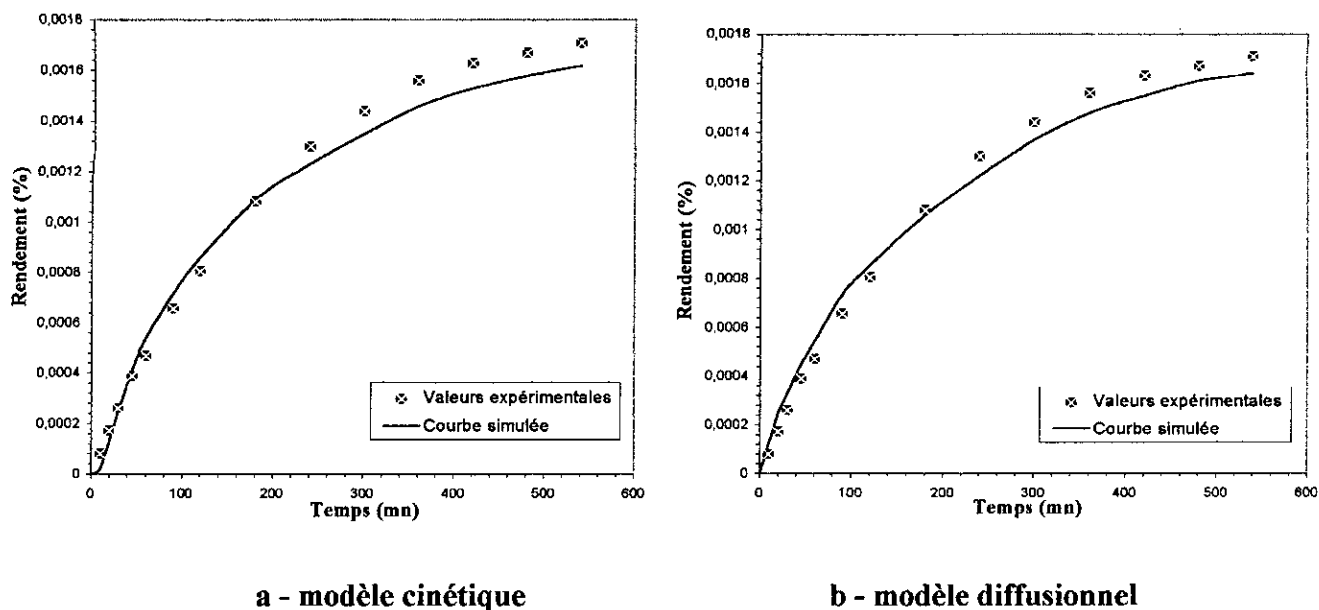
L'examen des courbes présentées sur les figures II.1 et II.2 nous permet de constater que le modèle cinétique permet une meilleure description du comportement du système. La courbe relative au modèle diffusionnel, qui ne tient pas compte de cette vitesse d'hydrolyse, présente un écart important par rapport à la courbe expérimentale durant les premières heures d'extraction. Cet écart tend à s'atténuer avec l'évolution de l'opération d'extraction, pour devenir relativement faible au delà de la cinquième heure de traitement de la matière végétale. Ceci indique que la réaction d'hydrolyse a une influence plus importante sur la vitesse globale de transfert de matière en début d'extraction.

De ce fait, le processus de transfert de matière est régi durant les premières heures d'extraction par les deux phénomènes, à savoir la diffusion et la réaction d'hydrolyse. Par contre à la fin de l'extraction c'est le phénomène de diffusion qui est dominant.

Par ailleurs, les coefficients de diffusions donnés par le modèle diffusionnel présentent des valeurs relativement plus faibles que dans le cas du modèle cinétique. Cette différence

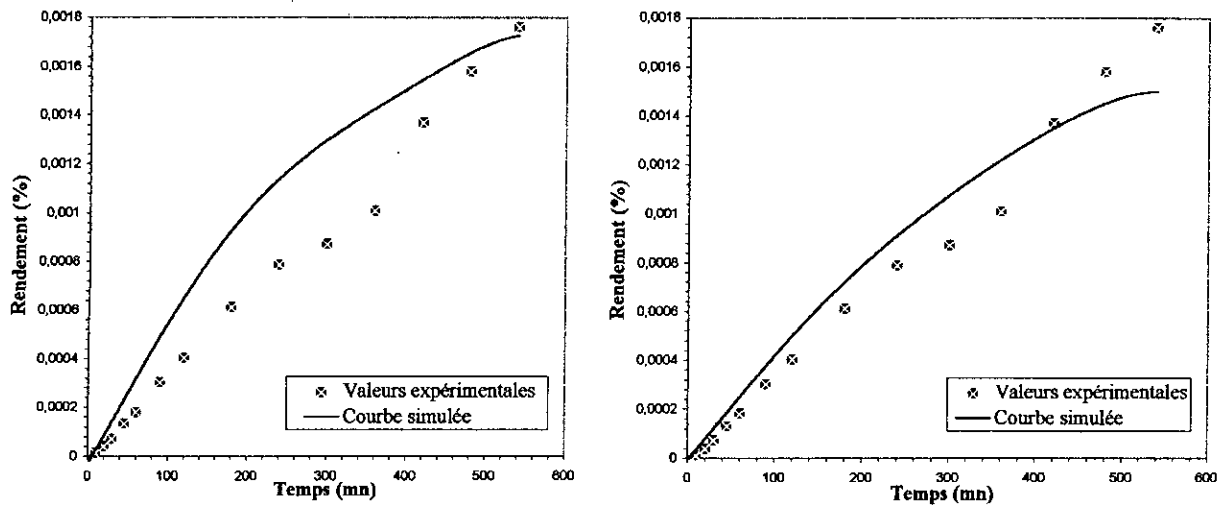
peut s'expliquer par le fait que l'étape d'hydrolyse présente une vitesse supplémentaire qui n'est pas prise en considération dans le modèle diffusionnel; ceci se traduit alors par une diminution du coefficient de diffusion apparent.

Cependant, le fait que le modèle cinétique traduise bien la processus d'extraction de l'ensemble de l'huile essentielle, nous a amené à appliquer les deux modèles à deux autres constituants majoritaires de cette huile, à savoir l'acide myristique et l'octanal. Les résultats des simulations sont représentés dans les figure II.3 et II.4 :



**FIG II.3 :** Comparaison de la courbe simulée par le modèle cinétique et diffusionnel pour l'octanal.





a - modèle cinétique

b - modèle diffusionnel

**FIG II.4 :** Comparaison de la courbe simulée par le modèle cinétique et diffusionnel pour l'acide myristique.

Les valeurs des paramètres obtenues par le biais des simulation sont présentées dans les tableaux II.3 et II.4 suivants :

**Tableau II.3 :** Paramètres du modèle cinétique

	$D_0 (10^{-9} \text{cm}^2/\text{s})$	$K_c (10^{-3} \text{s}^{-1})$	$\alpha (10^{-2})$	$m$
<b>Octanal</b>	10.2	10.26	3.83	0.3
<b>A.M</b>	6.81	9.36	6.85	0.27

**Tableau II.4 :** Paramètres du modèle diffusionnel

	$D_0 (10^{-9} \text{cm}^2/\text{s})$	$\alpha (10^{-1})$	$m$
<b>Octanal</b>	11.21	2.59	0.29
<b>A.M</b>	5.87	4.06	0.28

A.M : acide myristique.

L'examen des courbes obtenues dans le cas de l'octanal (fig II.3), montre que les deux modèles décrivent avec une bonne précision le processus d'extraction. Cependant, la valeur de la pseudo-constante  $K_C$  plus élevée dans ce cas, laisse supposer que c'est la diffusion qui régit le phénomène.

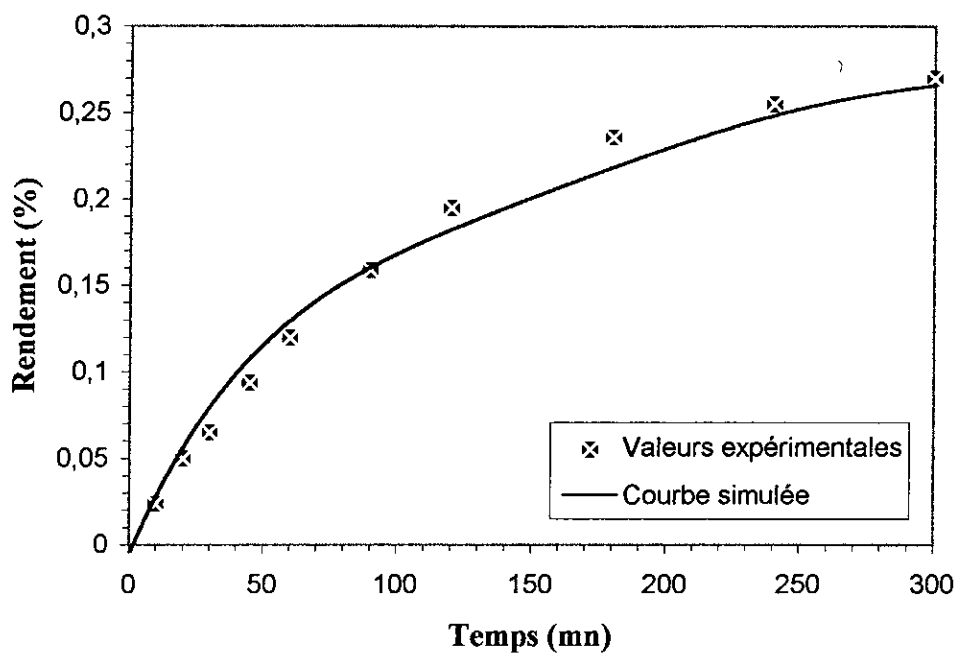
Les simulations effectuées sur la courbe cinétique de l'acide myristique (fig II.4), révèlent un écart important entre la courbe expérimentale et celle obtenue à l'aide du modèle cinétique. La complexité du phénomène d'extraction de ce constituant, fait que la cinétique de ce dernier ne peut pas être décrite par l'un des deux modèles; même si le modèle diffusionnel permet une meilleure description de la cinétique d'extraction. En effet, l'examen de la courbe expérimentale révèle une augmentation de la vitesse d'extraction au-delà de cinq heures, ce qui pourrait s'expliquer par le fait que ce constituant se trouve localisé dans des sites difficilement accessibles par la vapeur.

Ainsi, ces résultats montrent que le modèle cinétique que nous proposons simule avec une précision appréciable l'extraction de l'huile essentielle de coriandre par hydrodistillation, du linalol, constituant principal de cette huile et de l'octanal, ce qui à notre avis vient conforter l'hypothèse faisant état d'une réaction d'hydrolyse accompagnant l'hydrodistillation des graines de coriandre.

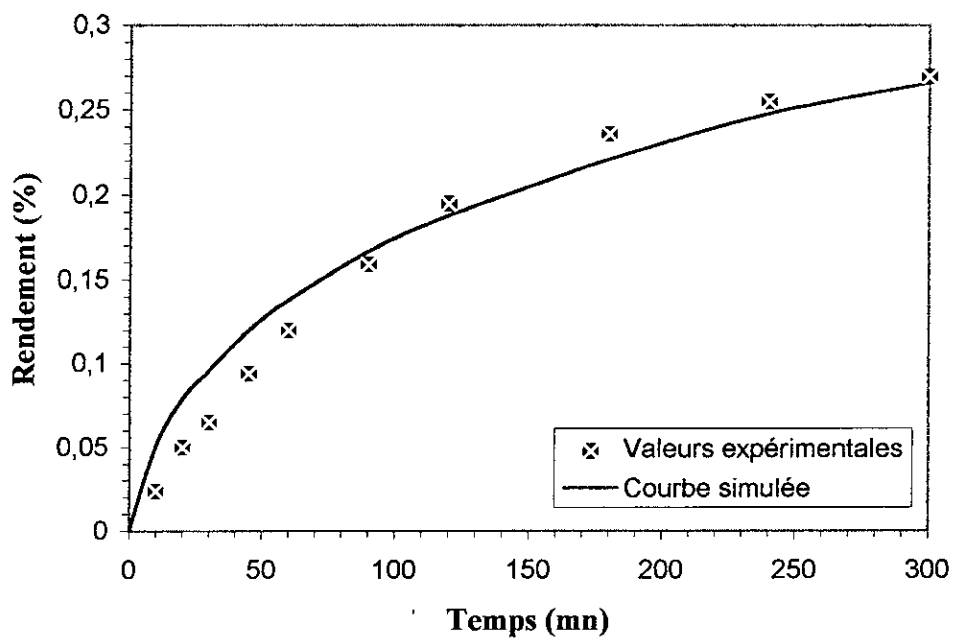
#### ***II.4.1.2.2 - ENTRAINEMENT A LA VAPEUR***

##### ***II.4.1.2.2.1 - ECHELLE LABORATOIRE***

Partant du fait que l'hydrodistillation et l'entraînement à la vapeur sont basés sur la même processus de transfert de matière, et que l'huile essentielle obtenue présente une composition similaires dans les deux cas. Nous avons pensé effectuer les simulations sur la courbe cinétique d'extraction de l'huile essentielle obtenue par ce procédé; et ce pour les conditions optimales, à savoir, une masse de matière végétale de 80g et un débit de distillat de 13.5 ml/mn. Les résultats de ces simulations sont présentés sur les figures II.5.a et II.5.b.



**FIG II.5.a** : Simulation de l'extraction de l'huile essentielle de coriandre par le modèle cinétique.



**FIG II.5.b** : Simulation de l'extraction de l'huile essentielle de coriandre par le modèle diffusionnel.

Les valeurs des paramètres obtenues par le biais des deux modèles sont présentées dans les tableaux II.5 et II.6 suivants :

**Tableau II.5 : paramètres du modèle cinétique**

	$D_0$ ( $10^{-8}$ cm <sup>2</sup> /s)	$K_c$ ( $10^{-2}$ s <sup>-1</sup> )	$\alpha$ ( $10^{-1}$ )	m
H.E	13.81	2.78	1.25	0.31

**Tableau II.6 : paramètres du modèle diffusionnel**

	$D_0$ ( $10^{-8}$ cm <sup>2</sup> /s)	$\alpha$ ( $10^{-1}$ )	m
H.E	10.72	1.98	0.3

Les courbes cinétiques obtenues lors de l'entraînement à la vapeur (fig II.5.a et II.5.b) sont similaires à ceux obtenues par hydrodistillation, Cependant, l'écart observé entre la courbe expérimentale et celle représentative du modèle sans réaction chimique s'étale sur une période de temps moins importante que celle observée dans le cas de l'hydrodistillation. Ceci s'explique par une pseudo-constante  $K_c$  plus élevée. Le terme de réaction chimique n'a un impact significatif que pour la période de temps allant jusqu'à 2 heures (5 heures dans le cas de l'hydrodistillation). Au-delà de cette période de temps, le processus est essentiellement régi par un phénomène de diffusion.

Les paramètres  $D_0$  et  $K_c$  obtenus dans le cas de l'entraînement à la vapeur diffèrent considérablement de ceux obtenus lors de l'hydrodistillation, cette différence peut être expliquée par le fait que les rendements obtenus sont particulièrement élevés dans ce cas. En effet, l'entraînement à la vapeur offre de meilleures conditions pour le phénomène d'osmose, la température légèrement plus élevée et le mouvement de la vapeur accélèrent la force de diffusion à tel point que toute l'huile essentielle contenue dans les graines peut être collectée. De plus, l'eau liquide présente en quantité plus importante dans le cas de l'hydrodistillation

exerce une résistance supplémentaire qui s'oppose à la diffusion du soluté à travers les pores du végétal.

Par ailleurs, les coefficients de diffusions obtenus par les deux modèles (cinétique et diffusionnel), pour l'entraînement à la vapeur, présentent des valeurs comparables, contrairement à l'hydrodistillation. Ce qui pourrait s'expliquer par le fait que vitesse de réaction chimique est plus importante lors de l'entraînement à la vapeur, d'où son impact sur le processus global n'est pas aussi significatif que pour le cas de l'hydrodistillation.

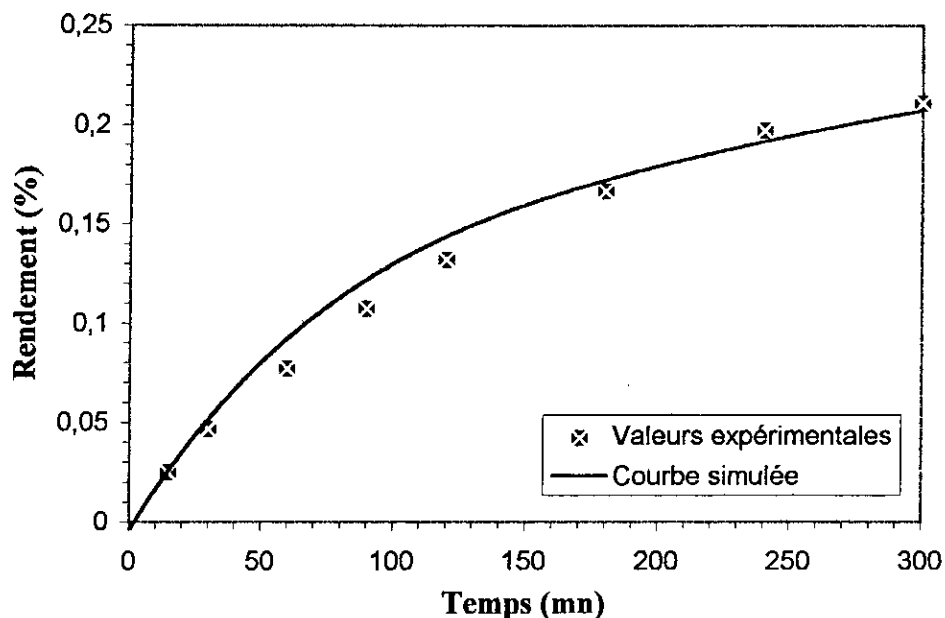
#### II.4.1.2.2.2 - ECHELLE SEMI-PILOTE

Le modèle cinétique développé permet de décrire avec une précision convenable les cinétiques d'extraction de l'huile essentielle par entraînement à la vapeur à l'échelle laboratoire. Cependant, le passage à une échelle supérieure est nécessaire si on veut tester la validité de notre modèle. Pour cela, nous avons effectué la simulation sur la courbe cinétique de l'huile essentielle obtenue à l'échelle semi-pilote dans les conditions optimales (masse de matière végétale : 200g, débit de distillat : 15 ml/mn.) Les résultats de la simulation dans le cas de l'entraînement à la vapeur (échelle semi-pilote) sont représentés sur la figure II.6.

Les valeurs des paramètres caractérisant la modèle cinétique sont présentées dans le tableau II.7.

**Tableau 7 : paramètres du modèle cinétique**

	$D_0$ ( $10^{-8} \text{cm}^2/\text{s}$ )	$K_c$ ( $10^{-2} \text{s}^{-1}$ )	$\alpha$ ( $10^{-1}$ )	$n$
<b>H.E</b>	9.97	2.51	1.35	0.34



**FIG II.6 : Simulation de l'extraction de l'huile essentielle de coriandre par le modèle cinétique.**

Les résultats de la simulation effectuée sur la courbe cinétique de l'huile essentielle dans ce cas sont comparables à ceux obtenus à l'échelle laboratoire.

Notons que le modèle cinétique que nous proposons traduit fidèlement le comportement du processus d'extraction par entraînement à la vapeur d'eau des graines de coriandre, à échelle semi-pilote comme à échelle laboratoire.

## CONCLUSION

Les résultats obtenus par les simulations d'extractions de l'huile essentielle de coriandre en utilisant le modèle avec réaction chimique permettent de conclure que ce dernier arrive à décrire les cinétiques d'extractions avec une précision appréciable.

Ce modèle peut être aussi utilisé pour étudier l'influence de certains paramètres, tel que le facteur de forme pour des particules solides autres que des sphères.

Le modèle cinétique ne permet de représenter avec une précision convenable le processus d'extraction de huiles essentielle de nigelle qu'en début. Ce résultat était prévisible du fait que les travaux relatifs à l'extraction de H.E. de nigelle [4] ont montré que cette dernière était extraite principalement durant la première heure de traitement du substrat végétal.

**CHAPITRE III :**  
**CONCEPTION ET**  
**SIMULATION DE L'UNITE**  
**D'EXTRACTION.**



## PRINCIPAUX SYMBOLES ET NOTATIONS

a, b	constantes
$f$	fugacité [bar]
H.E	huile essentielle
$k_{ij}$	coefficient d'interactions binaires
P	pression [bar]
R	constante des gaz parfaits [bar/cm <sup>3</sup> .°C.g-mole]
T	température [°C]
V	volume [cm <sup>3</sup> ]
w	facteur accentrique
y	fraction molaire

### **indices**

c	critique
i	composant chimique
r	réduite

### **Exposants**

1	phase 1
2	phase 2

L'élaboration d'un projet, passe en règle générale par deux étapes, la première, celle de l'avant projet, par la définition de la quantité et la nature de la charge à traiter, la mise au point du schéma de fabrication, le calcul des principaux procédés et appareils, la fixation des volumes bâtis et du prix de revient du produit, la seconde étape va consister à faire le calcul économique du procédé.

A partir de résultats préliminaires provenant du laboratoire et de renseignements tirés de la littérature, il est possible de sélectionner le type d'extracteur pour la réalisation industrielle. Ce choix est basé sur plusieurs critères, à savoir : les technologies utilisables à l'échelle industrielle, le caractère continu ou discontinu des opérations envisagées, le critère économique...etc. La figure III.1, présentée en annexe 3, indique les différentes composantes de la méthodologie du développement des procédés.

### **III.1 - DESCRIPTION DE L'UNITE D'EXTRACTION DES HUILES**

#### **ESSENTIELLES**

Cette unité est constituée de trois sections distinctes

#### **III.1.1 - SECTION DE RECUPERATION DE L'HUILE ESSENTIELLE**

Cette section se compose, des équipements suivants :

- une chaudière précédée d'un préchauffeur,
- un extracteur solide-fluide,
- un condenseur des vapeurs de tête de l'extracteur,
- un dispositif de décantation du mélange condensât + pentane,
- une colonne de distillation continue pour la séparation du mélange pentane-huile essentielle.

Les silos contenant les graines alimentent le compartiment de lavage par une bande convoyeuse, puis après cela vers un extracteur dans lequel s'effectue l'entraînement par la vapeur d'eau des huiles essentielles.

La vapeur légèrement surchauffée provenant de la chaudière, pénètre dans l'extracteur à une température de 122°C et à une pression de 2 bars. Une partie est réservée à l'extraction des huiles essentielles, l'autre par contre joue le rôle de fluide caloporteur. La vapeur chargée en huile essentielle est acheminée par la suite vers un condenseur.

Le séparation eau-huile du condensât s'effectue dans un décanteur après une injection de pentane, qui permet la récupération d'une bonne partie des constituants hydrosolubles. La phase organique est, par la suite, envoyée vers une colonne de distillation permettant la séparation du mélange pentane-huile essentielle.

### ***III.1.2 - SECTION DE RECUPERATION DE L'EAU PARFUMEE***

Cette section comporte :

- un préchauffeur des eaux de décantation.
- un évaporateur.
- un condenseur des vapeurs de tête.

Afin de valoriser tous les produits de l'opération, les eaux de décantation sont traitées dans un évaporateur permettant de récupérer une eau parfumée, le résidu (eau non vaporisée) est acheminé vers le circuit d'eau de chaudière.

### ***III.1.3 - SECTION DE RECUPERATION DE LA TISANE***

Cette section est constituée par :

- un évaporateur des eaux de lavage,
- un condenseur des vapeurs de tête.

Les eaux provenant du compartiment de lavage sont acheminées vers un évaporateur permettant de récupérer un résidu représentant une tisane, La vapeur récupérée est par contre réinjectée dans le circuit d'eau de chaudière.

### **III.1.4 - RESEAUX D'ACHEMINEMENT**

L'unité est composée de trois réseaux :

- 1- réseau d'alimentation en solide.
- 2- réseau d'eau de chaudière.
- 3- réseau d'eau de refroidissement.

### **III.1.5 - BACS DE STOCKAGE**

L'unité comporte les bacs de stockage suivants :

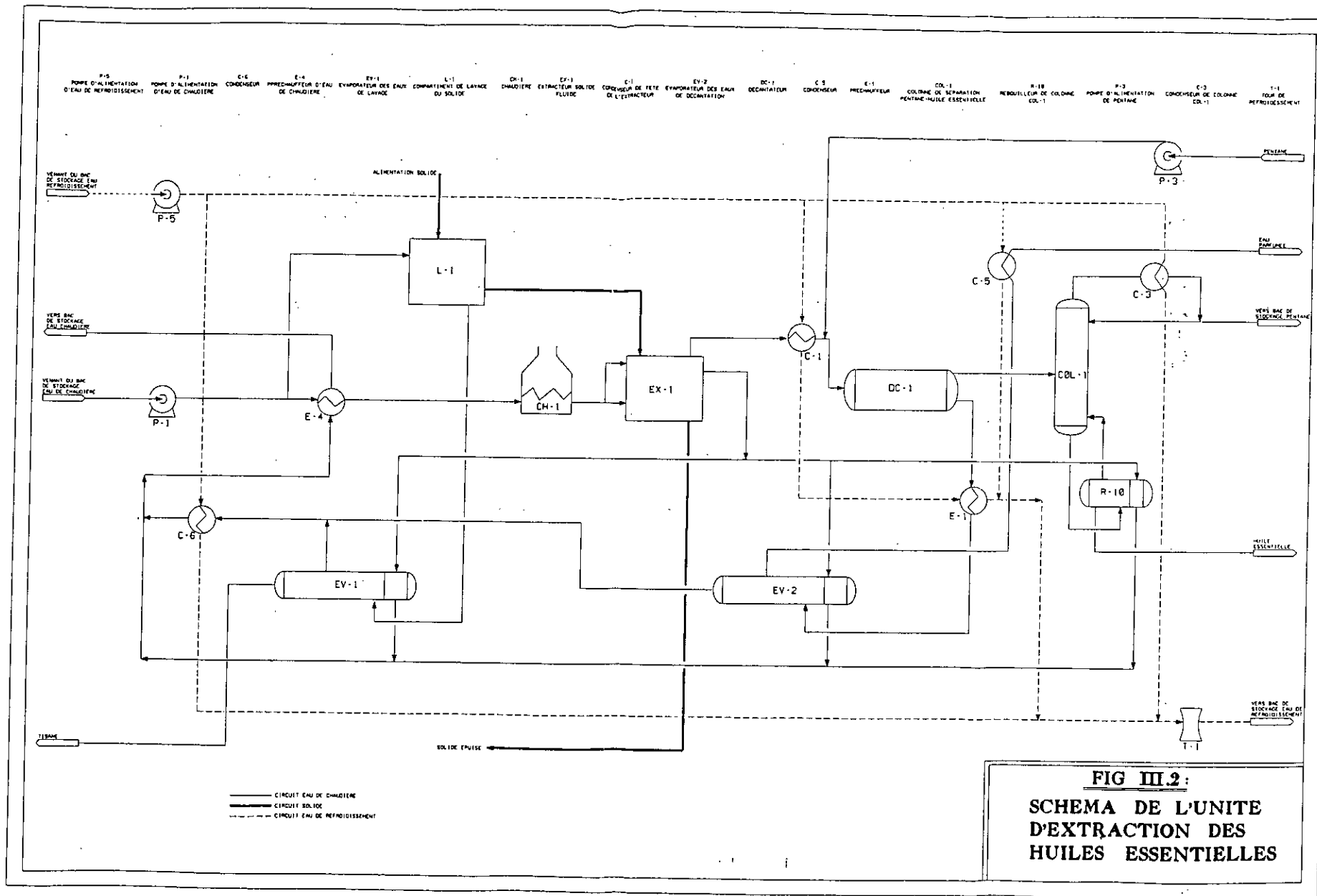
- 1- Bac de stockage du pentane.
- 2- Bac de stockage de l'huile essentielle.
- 3- Bac de stockage de l'eau parfumée.
- 4- Bac de stockage de la tisane.
- 5- Bac de stockage de l'eau de refroidissement.
- 6- Bac de stockage de l'eau de chaudière.

Le schéma de l'installation est présenté dans la figure III.2

## **III.2 - SIMULATION DE L'UNITE D'EXTRACTION**

La modélisation des procédés permet de traiter de façon rigoureuse le fonctionnement industriel des projets pilotes. Elle permet aussi une optimisation des procédés pour une rationalisation de la consommation énergétique, une réduction des coûts de fonctionnement, enfin, tout ce qui conduit à un maximum de productivité.

Après avoir introduit les informations concernant le schéma de fabrication, on obtient une représentation complète du fonctionnement de l'installation, comprenant les compositions et les propriétés des produits, les débits, ainsi que toutes les conditions opératoires dans les divers blocs unitaires [31].



### III.2.1 - DONNEES DE BASE

L'unité d'extraction est conçue pour traiter 1 tonne par heure de solide, le pourcentage massique d'huile essentielle présente dans le substrat végétal est de 0.35 %, le reste étant considéré comme inerte vis à vis de l'entraînement à la vapeur d'eau. La composition de l'huile essentielle est donnée par le tableau III.1.

**Tableau III.1 Principaux composants de l'huile essentielle**

COMPOSANTS	% MASSIQUE
Linalol	88.99
Dodecane	0.58
$\alpha$ -Humulene	0.88
Octanal	3.39
Acide myristique	2.70
Acétate de Geranyl	3.46

Le procédé permettra d'obtenir :

- de l'huile essentielle,
- de l'eau parfumée par évaporation de 5 % des eaux de décantation,
- de la tisane par évaporation de 80 % des eaux de lavage.

### III.2.2 - LOGICIEL DE SIMULATION ASPEN PLUS

ASPEN PLUS (Advanced System for Process Engineering) est un logiciel de modélisation des procédés. On devra pour cela :

- 1- Définir la configuration du schéma de fabrication en suivant les étapes suivantes :
  - définir les différentes opérations unitaires du procédé
  - définir les flux qui s'écoulent entre les blocs unitaires
  - sélectionner les modèles correspondant aux opérations unitaires

2- Spécifier les composants chimiques présents dans le procédé, dans la mesure où ils existent dans les banques de données du simulateur. Dans la cas contraire, les constituants chimiques doivent être introduit dans la base de données..

3- Choisir les modèles thermodynamiques les plus appropriés, à partir de ceux existant dans la banque du simulateur pour représenter les propriétés physiques des composés et de leurs mélanges.

4- Spécifier le débit de chaque composant et les conditions d'alimentations.

5- Spécifier les conditions opératoires pour les différentes opérations unitaires du procédé.

#### **III.2.2.1 - MODELES UTILISES**

Le tableau III.2 présente les divers modèles correspondants aux différents équipements présents dans l'unité d'extraction.

**Tableau III.2 : Modèles utilisés dans ASPEN PLUS**

<b>EQUIPEMENT</b>	<b>MODELE DANS ASPEN PLUS</b>	<b>OBJET</b>
POMPE	PUMP	Il permet de calculer la puissance requise à la pression de sortie de la pompe et vice versa.
ECHANGEUR DE CHALEUR	HEATX	Il permet de représenter le transfert de chaleur entre deux flux dans un échangeur de chaleur.

**Tableau III.2 : Modèles utilisés dans ASPEN PLUS (suite)**

EQUIPEMENT	MODELE DANS ASPEN PLUS	OBJET
SEPARATEUR DE FLUX	SEP	Il est utilisé lorsque les détails de la séparation sont inconnus ou ne sont pas importants, alors que la répartition des composants dans les flux de sortie est connue.
MELANGEUR DE FLUX	MIXER	Il permet de mélanger des flux de matière ou de chaleur.
COLONNE DE FRACTIONNEMENT	RADFRAC	Il permet à l'aide d'une méthode plateau par plateau d'effectuer un calcul d'équilibre pour chaque étage.
DIVISEUR DE FLUX	FSPLIT	Il permet de diviser un flux de matière ou de chaleur.
PRECHAUFFEUR, REFROIDISSEUR	HEATER	Il est utilisé pour modéliser toute opération faisant intervenir une variation de température et/ou de pression. Il permet de déterminer les conditions thermiques de chaque phase du mélange lorsque les conditions de sortie sont spécifiées.
EVAPORATEUR	FLASH2	Il est utilisé pour représenter les séparateurs à un seul étage. Il permet de déterminer les conditions thermiques de chaque phase du mélange lorsque les conditions de sortie sont spécifiées.



**Tableau III.2 : Modèles utilisés dans ASPEN PLUS (suite)**

EQUIPEMENT	MODELE DANS ASPEN PLUS	OBJET
DECANTEUR	DECANTER	Il permet de calculer l'équilibre liquide-liquide à partir de l'équation d'état utilisée.

La représentation de l'unité en blocs d'opérations unitaires est donnée en annexe 4.

### III.2.2.2 - CHOIX DE L'OPTION THERMODYNAMIQUE

Toutes les opérations unitaires nécessitent le calcul de propriétés physiques et thermodynamiques, de ce fait, il est impératif de choisir l'option thermodynamique la plus appropriée.

Pour le calcul des équilibres entre phases, nous choisissons l'option thermodynamique **SYSOP3**, option qui est basée sur l'équation d'état **REDLICH-KWONG-SOAVE** [32]. En effet, celle-ci permet d'obtenir des résultats convenables pour les mélanges non-polaires ou moyennement polaires.

La relation élémentaire d'équilibre pour chaque constituant  $i$  est la suivante :

$$f_i^1 = f_i^2$$

avec  $f_i^1$  est fugacité du constituant  $i$  dans la phase 1.

$f_i^2$  est fugacité du constituant  $i$  dans la phase 2.

L'équation de **REDLICHE-KWONG-SOAVE** est donnée par [33] :

$$P = \frac{RT}{V - b_m} - \frac{a_m}{V(V + b_m)} \quad (\text{III.1})$$

où

$$b_m = \sum_i y_i b_i$$

$$b_i = 0.08664035 \cdot R \cdot \frac{T_{c_i}}{P_{c_i}}$$

$$a_m = \sum_j \sum_i y_i \cdot y_j (a_i \cdot a_j)^{0.5} (1 - k_{ij})$$

$$a_i = a_{c_i} \alpha(T_r)$$

$$a_{c_i} = 0.42748025 \frac{(R \cdot T_{c_i})}{P_{c_i}}$$

$$\alpha(T_r) = 1 + F_{1w}(1 - T_r) + F_{2w}(1 - T_r^{0.5})^2$$

$F_{1w}$  et  $F_{2w}$  sont des fonctions quadratiques du facteur accentrique  $w$  :

$$F_{1w}(w) = 0.48508 + 1.55171w - 0.15613w^2$$

$$F_{2w}(w) = 2.756 F_{1w}(w) - 0.700$$

Les propriétés thermodynamiques de l'eau et de sa vapeur sont obtenues à partir des tables thermodynamiques NBS/NRC [32].

### III.2.2.3 - RESULTATS DE LA SIMULATION

Nous avons simulé l'installation en utilisant un débit de 100 kg/hr de pentane, pour lequel la quantité de solvant entraînée est inférieure à 15 %. Les détails de cette simulation sont présentés en annexe 5.

**CHAPITRE IV :**  
***DIMENSIONNEMENT ET***  
***ESTIMATION DU COUT DE***  
***L'UNITE.***

## PRINCIPAUX SYMBOLES ET NOTATIONS

a	aire interfaciale spécifique par unité de volume [ $m^{-1}$ ]
$a_{pas}$	aire de passage [ $m^2$ ]
$a_t$	section de tubes [ $m^2$ ]
$A_0$	surface d'échange installée [ $m^2$ ]
A	surface d'échange calculée [ $m^2$ ]
B	espacement entre chicanes [cm]
c	distance minimale de passage [cm]
C	concentration du soluté dans la phase dispersée [ $kg/m^3$ ]
$C_s'$	concentration adimensionnelle de soluté dans la phase dispersée [ $kg/m^3$ ]
d	diamètre interne de la tige de la vis convoyeuse [m]
$d_{eq}$	diamètre équivalent de la calandre [cm]
$d_p$	diamètre moyen des particules [ $\mu$ ]
$d_p'$	diamètre du garnissage [cm]
D	diamètre [m]
$D'$	diamètre interne de l'enveloppe [m]
$D_{ca}$	diamètre interne de la calandre [cm]
$D_{ce}$	diamètre externe de la calandre [cm]
e	épaisseur [mm]
$e'$	épaisseur de l'enveloppe [mm]
$e_i$	épaisseur du calorifuge [mm]
ev	quantité d'eau évaporée [kg/hr]
E	coefficient de soudure
$E$	efficacité de la pompe
$E_M$	efficacité de Murphree
f	facteur de friction
F	facteur de forme
FF	résistance d'encrassement [ $(kcal/hr.m^2.^\circ C)^{-1}$ ]

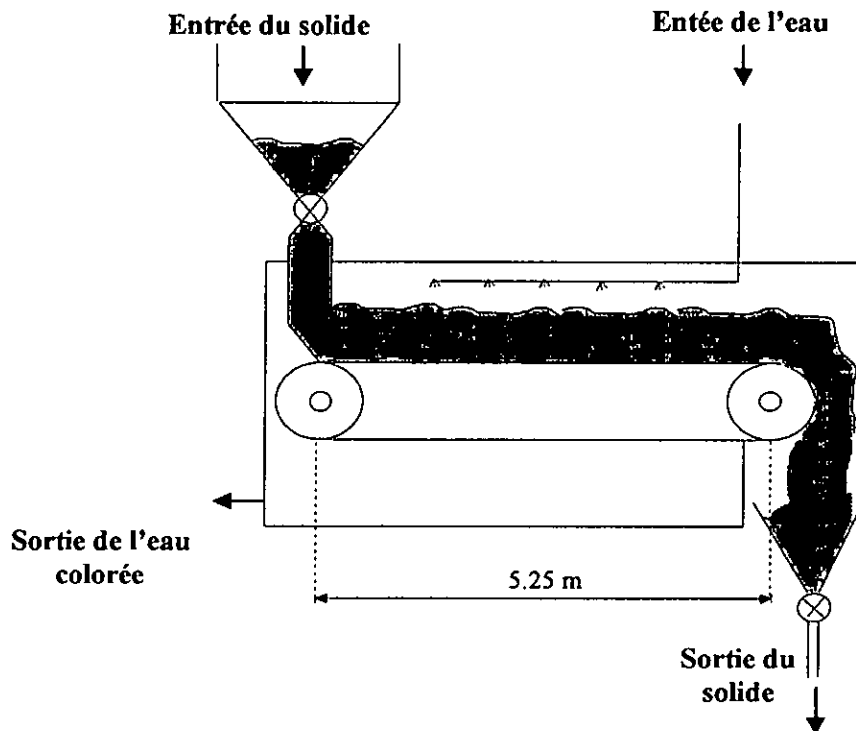
Fs	facteur de sécurité
g	accélération de la pesanteur, $g = 9.81 \text{ m/s}^2$ .
G	hauteur du garnissage [m]
h	coefficient de film [ $\text{kcal/hr.m}^2.\text{°C}$ ]
h <sub>b</sub>	coefficient de film en régime d'ébullition nucléée [ $\text{kcal/hr.m}^2.\text{°C}$ ]
h <sub>f</sub>	hauteur différentielle [m]
h <sub>to</sub>	coefficient de film côté tube, rapportée à la surface externe [ $\text{kcal/hr.m}^2.\text{°C}$ ]
h <sub>tW</sub>	coefficient de film tube-paroi [ $\text{kcal/hr.m}^2.\text{°C}$ ]
H	hauteur [m]
H <sub>air</sub>	enthalpie massique de l'air [ $\text{kcal/kg}$ ]
HEPT	hauteur équivalente à un plateau théorique [m]
Hr	rétenion du liquide dans la colonne [ $\text{m}^3/\text{m}^3$ ]
Hr <sub>w</sub>	rétenion de l'eau dans la colonne [ $\text{m}^3/\text{m}^3$ ]
Hu	humidité de l'air [ $\text{kg d'eau/kg d'air sec}$ ]
K <sub>od</sub>	coefficient global de transfert relatif à la phase solide (dispersée) [m/s]
L	longueur [m]
L'	distance entre la tôle interne et externe de l'extracteur [m]
L <sub>t</sub>	longueur du tube de l'extracteur [m]
m	constante d'équilibre
n <sub>t</sub>	nombre d'étages théoriques
N	vitesse de rotation de la vis convoyeuse [tr/mn]
N <sub>u</sub>	nombre d'unités de transfert
Nc	nombre de chicanes
Nt	nombre de tubes
Nu	nombre de Nusselt
Np	nombre de passes coté tube
p	pas de tube [cm]
P	pression effective [bar]
Pe	pression partielle de l'eau [bar]
Pr	nombre de Prandtl

Pour terminer notre étude, nous avons dimensionné les éléments principaux du procédé, et sur cette base nous avons estimé le coût de cette unité industrielle d'entraînement à la vapeur d'eau des huiles essentielles.

## IV.1 - ALIMENTATION ET LAVAGE DU SOLIDE

### IV.1.1 - NOTIONS THEORIQUES

Le convoyage du solide par bande transporteuse est le moyen le plus employé en industrie. En effet, on peut l'utiliser, aussi bien; pour le convoyage de grandes quantités de solides (allant jusqu'à 5000 tonnes/heure) sur des dizaines de mètres et à des vitesses supérieures à 5 m/s; que pour le convoyage de quelques kilogrammes sur des distances très courtes [34].



**FIG IV.1 : Système d'alimentation et de lavage du solide**

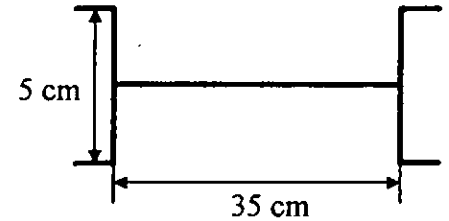
### IV.1.2 - DIMENSIONNEMENT

Les solides sont distribués en continu sur une bande transporteuse perforée, le diamètre des orifices se situe entre 500 et 1500  $\mu$ . Pour des solides ayant un diamètre moyen inférieur

à 50 mm, la largeur du tapis correspondante est de 35 cm, de plus pour une capacité de 1000 kg/hr, la vitesse de la bande transporteuse est  $v = 1.75 \times 10^{-2}$  m/s, la puissance linéaire nécessaire pour le convoyage du solide est aux environs de 1 kcal/hr.m [34].

Afin d'éviter que le solide ne se déverse des deux côtés de la bande transporteuse, celle-ci est surélevée de deux plaques perforées, chacune de 5 cm de hauteur.

Si on considère un temps de contact,  $t_s$ , de 5 mn, la longueur  $L$  de la bande transporteuse est  $L = t_s \cdot v = 5.25$  m. L'eau est distribuée à travers des buses d'arrosage, dont la vitesse est généralement située entre 38 et 136 m<sup>3</sup>/hr.m<sup>2</sup> [35].



## IV.2 - EXTRACTEUR

### IV.2.1 - DETERMINATION DU NOMBRE D'UNITES DE TRANSFERT

Dans le cas général de l'extraction solide-fluide, le solide n'est pas une phase au sens thermodynamique, il ne joue qu'un rôle de support inactif bien qu'il intervienne par sa structure au niveau de la cinétique de transfert.

La masse de matière transférée par unité de temps d'une phase à l'autre est :

$$K_{od} a V (C_s - C_s^*) \quad (IV.1)$$

$K_{od}$  étant le coefficient global de transfert relatif à la phase solide (dispersée),

$a$  L'aire interfaciale spécifique par unité de volume,

$V$  Le volume total des deux phases à l'étage,

$C_s$  et  $C_s^*$  les valeurs de sortie de concentrations  $C$  et  $C^*$  exprimées en Kg/m<sup>3</sup> ( $C^*$  est la concentration théorique d'équilibre de la phase dispersée avec la phase continue).

Les bilans matière sur le soluté qui est transféré entre l'entrée (indice e) et la sortie (indice s) s'écrivent pour chaque phase [6] :

$$\phi_{de} \cdot C_e - \phi_{ds} \cdot C_s = K_{od} \cdot a \cdot V (C_s - C_s^*) \quad (IV.2.a)$$

$$\phi_{ce} \cdot C_s^* - \phi_{cs} \cdot C_e^* = \alpha \cdot K_{od} \cdot a \cdot V (C_s - C_s^*) \quad (IV.2.b)$$

avec  $\phi_d$  et  $\phi_c$  débits volumiques de chaque phase (d : dispersée, c : continue),

$\alpha$  coefficient de partage de soluté entre les deux phases.

Lorsqu'il y a conservation des débits de chacune des phases, hypothèse correcte, étant donné la faible quantité de soluté, les relations de bilan se simplifient et s'écrivent :

$$C_e - C_s = N_{ud} (C_s - C_s^*) \quad (IV.3.a)$$

$$C_s^* - C_e^* = \Lambda N_{ud} (C_s - C_s^*) \quad (IV.3.b)$$

$N_{ud}$  désigne le nombre adimensionnel ( $K_{od} \cdot a \cdot v / \phi_d$ ) qui est le nombre d'unités de transfert (NUT) relatif à la phase dispersée (solide) et  $\Lambda$  le facteur d'extraction caractérisant les conditions opératoires et défini par les relations [6]:

$$\Lambda = \alpha \phi_c / \phi_d \quad \text{et} \quad N_{uc} = N_{ud} / \Lambda. \quad (IV.4)$$

La relation qui lie le coefficient de partage  $\alpha$ , à la constante d'équilibre  $m$  obtenue par le biais de la modélisation effectuée au chapitre II est la suivante :

$$\alpha = \frac{m \cdot V_d}{V_c}$$

$$\text{d'où} \quad \Lambda = \frac{m \cdot V_d}{V_c} \cdot \frac{(V_c / 3600\tau)}{(V_d / 3600\tau)} = m = 0.34.$$

avec  $V_d$  volume du solide,

$V_c$  volume du fluide,

$\phi_c$  débit volumique du fluide,

$\tau$  temps d'extraction.

Pour un contact à contre courant, le nombre d'unités de transfert relatif à la phase dispersée est donné par la relation de Colburn [6]:



$$N_{td} = \frac{1}{1-\Lambda} \ln \left[ \frac{(1-\Lambda)}{C'_s} + \Lambda \right] \quad (IV.5)$$

$$C'_s = \frac{mC_s - Y_e}{mC_e - Y_e} = \frac{C_s}{C_e} = 0.4$$

avec  $C'_s$  la concentration adimensionnelle de soluté dans la phase dispersée,

$Y$  la concentration de soluté dans la phase fluide.

d'où  $N_{ud} = 1.04$

et  $N_{uc} = 3.05$ .

#### IV.2.2 - DETERMINATION DU NOMBRE $n_t$ D'ETAGES THEORIQUES ET DE L'EFFICACITE DE MURPHREE $E_M$

Le nombre d'étages théoriques nécessaire pour réaliser l'opération est [6]:

$$n_t = \frac{1}{\ln \Lambda} \ln \left( \frac{C'_s}{1 + \Lambda(C'_s - 1)} \right) \quad (IV.6)$$

$$n_t = 0.69$$

Les conditions d'idéalité sont rarement réalisées dans les opérations industrielles, ce qui conduit à définir la notion de rendement ou d'efficacité d'étage afin de pouvoir utiliser dans la pratique les résultats des calculs théoriques. L'expression de l'efficacité de Murphree pour le cas d'un contact continu à contre courant, en considérant un écoulement piston pour la phase continue est [6]:

$$E_M = (1 - \exp(-N_{uc} \Lambda)) / (1 - (1 - \Lambda) \exp(-N_{uc} \Lambda)) \quad (IV.7)$$

$$E_M = 0.84$$

#### IV.2.3 - DIMENSIONS DE L'EXTRACTEUR

Il arrive souvent dans la pratique industrielle que les impératifs économiques ne laissent pas le temps de faire une étude approfondie d'un procédé chimique, dans un tel cas on est

réduit à faire l'extrapolation du laboratoire à l'unité pilote (semi-pilote), puis du pilote (semi-pilote) à l'unité industrielle.

Lorsque l'extracteur a été dimensionné comme un lit fixe, il importe de dessiner tous les accessoires inhérents à la mobilité du solide. Il nous faut définir le mode d'introduction de la charge et le mode de soutirage de l'effluent [23].

La conception d'un extracteur à lit fixe est généralement faite sur la base de la vitesse spatiale, déterminée en cours d'expériences faites au laboratoire ou en unité semi-pilote. Cette vitesse spatiale indique la quantité de solvant frais (vapeur d'eau) correspondant à l'unité de volume de lit par unité de temps. Cette donnée de base permet donc de connaître le débit de vapeur d'eau à mettre en œuvre [36].

#### IV.2.3.1 - DONNEES EXPERIMENTALES ET FIXEES

##### 1 - Données expérimentales

- Masse volumique du grain  $\rho_g = 267.9 \text{ kg/m}^3$ .
- Masse volumique apparente du lit  $\rho_{lit} = 256.2 \text{ kg/m}^3$ .
- Temps de séjour du solide  $\tau = 3 \text{ hr}$ .
- Masse volumique du solide  $\rho_s = 474.3 \text{ kg/m}^3$ .
- Diamètre moyen des particules  $d_p = 4000 \mu$ .

##### 2 - Données fixées

- Débit du solide  $W_d = 1000 \text{ kg/hr}$ .
- Diamètre de la tôle d'acier interne  $D = 0.65 \text{ m}$ .
- Diamètre de la vis convoyeuse  $d = 0.99D = 64.35 \times 10^{-2} \text{ m}$  [23].
- Pas de la vis convoyeuse  $R = 0.5D = 32.50 \times 10^{-2} \text{ m}$  [23].
- Diamètre externe de la tige de la vis convoyeuse  $d' = 0.095D = 0.062 \text{ m}$  [23].
- Distance entre l'enveloppe externe et la tôle d'acier interne  $L' = 0.1D = 0.065 \text{ m}$  [23].

- Température d'entrée de la vapeur d'eau  $T_v = 122 \text{ }^\circ\text{C}$ .
- Pression d'entrée de la vapeur d'eau  $P = 2 \text{ bar}$ .

Les expériences effectuées au laboratoire, et à l'échelle semi-pilote ont permis de déterminer cette vitesse spatiale, pour cela nous nous sommes situés dans les conditions les plus favorables, permettant une consommation de vapeur minimale (masse de matière végétale  $M_d = 0.2 \text{ kg}$  et débit de vapeur d'eau  $W_c = 0.0625 \text{ kg/hr}$ )

$$VVH = \frac{W_c}{V_{lit}} = \frac{W_c}{(M_d / \rho_h)} \quad (IV.8)$$

$$\boxed{VVH = 149 \text{ kg/m}^3 \cdot \text{hr}}$$

avec  $V_{lit}$  volume du lit.

$\rho_h$  masse volumique du lit de particules humides,  $\rho_h = 475.0 \text{ kg/m}^3$ ,

#### IV.2.3.2 - ETAPES DE CALCUL

##### 1 - Détermination de la vitesse de circulation du solide $v_d$

$$v_d = \frac{W_d}{\rho_h \cdot A} \quad (IV.9)$$

avec  $A$  surface libre offerte à l'écoulement du solide,

$$A = \frac{\pi}{4} (D^2 - d^2) = \frac{\pi}{4} ((0.65)^2 - (0.062)^2) = 0.329 \text{ m}^2,$$

d'où  $\boxed{v_d = 1.78 \times 10^{-3} \text{ m/s}}$

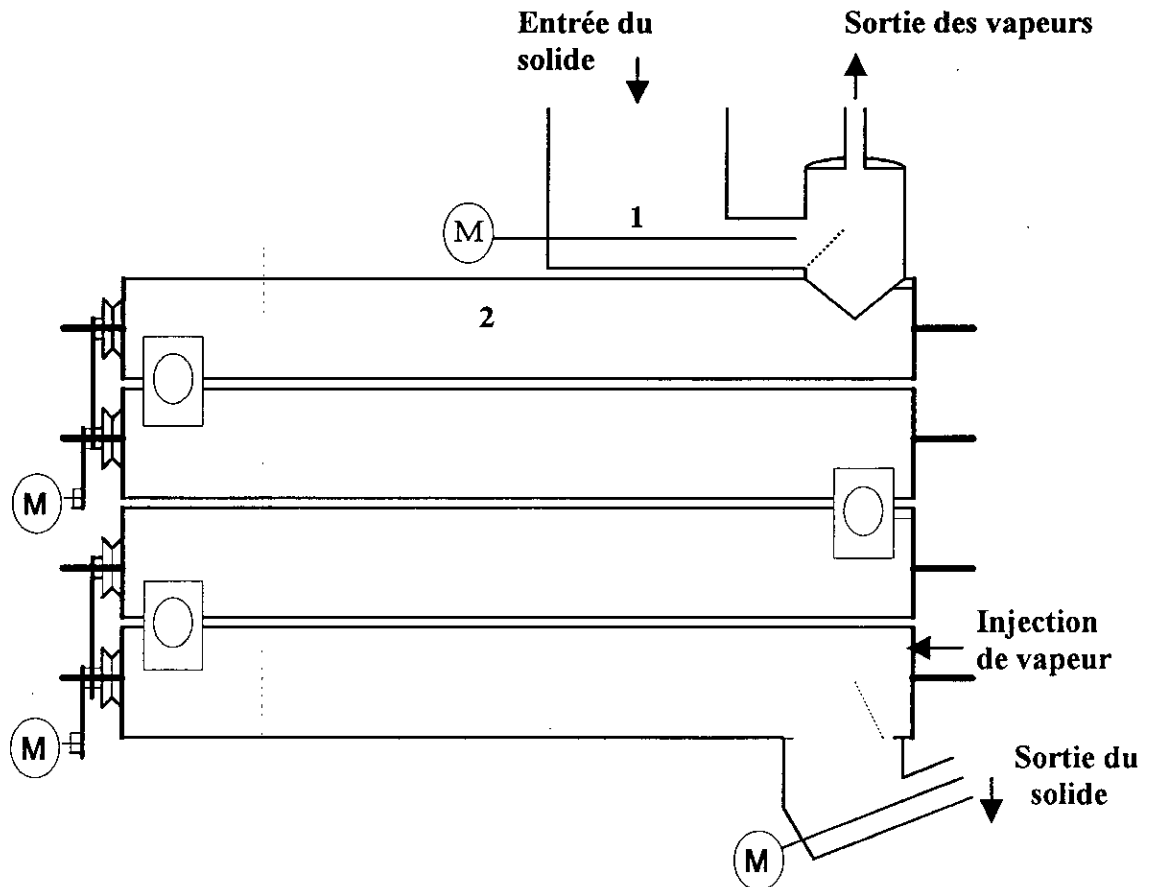
##### 2 - Estimation de la longueur de l'extracteur $L$

$$L = v_d \cdot \tau$$

$$\boxed{L = 19.63 \text{ m} \approx 20 \text{ m}}$$

On considère une structure horizontale, comportant 4 modules superposés, abritant chacun une vis sans fin. Chaque module, cylindrique, offre un parcours intérieur  $L_t$  de 5

La matière végétale est entraînée en continu du haut en bas de l'installation. La vapeur est, par contre injectée en bas de l'extracteur (voir figure IV.2).



**FIG IV.2 :** Appareil de distillation en continu des plantes aromatiques

### 3 - Détermination du débit de vapeur d'eau nécessaire $W_c$

La vapeur est injectée en bas de l'extracteur, elle va traverser un lit de particules de volume  $V_{lit}$ .

$$V_{lit} = A \cdot L$$

$$V_{lit} = 6.577 \text{ m}^3$$

Le débit de vapeur nécessaire est de  $W_c = V_{lit} \cdot (VVH)$

$$W_c = 980 \text{ kg/hr.}$$

#### 4 - Calcul de la vitesse superficielle de la vapeur d'eau $v_c$

Les propriétés physiques de la vapeur aux conditions d'entrée sont :

$$\rho_v = 0.94 \text{ kg/m}^3,$$

$$\mu_v = 1.263 \cdot 10^{-2} \text{ cP.}$$

$$v_c = \frac{(W_c / 3600)}{\rho_v \cdot (D)}$$

$$v_c = 0.85 \text{ m/s.}$$

#### 5 - Calcul de la vitesse terminale de chute libre des particules solides $v_T$

$$Re = \frac{v_c \cdot (D) \cdot \rho_v}{\mu_v} = 42188$$

Selon [23], pour  $Re > 10^3$ ,  $v_T$  est donné par l'expression suivante :

$$v_T = \left[ \frac{3 \cdot d_p \cdot (\rho_g - \rho_v) \cdot g}{\rho_v} \right]^{1/2} \quad (\text{IV.10})$$

avec  $g$  accélération de la pesanteur,  $g = 9.81 \text{ m/s}^2$ ,

Re nombre de Reynolds.

$$v_T = 5.78 \text{ m/s.}$$

Puisque  $v_c < v_T$ , le dimensionnement est correct.

#### 6 - Calcul de la perte de charge

La perte de charge dans l'extracteur est obtenue à partir de la relation d'**Ergun** [23] :

$$\frac{\Delta P}{L} = A \frac{(1 - \varepsilon_{lit})^2}{\varepsilon_{lit}^3} \frac{\mu_v \cdot v_c}{d_p^2} + B \frac{(1 - \varepsilon_{lit})}{\varepsilon_{lit}^3} \rho_v \cdot v_c^2 \quad (\text{IV.11})$$

où  $\varepsilon_{lit}$  est la porosité du lit,

$A = 1.5 \times 10^{11}$  et  $B = 1.75 \times 10^6$  (pour des lits homogènes, constitués par des particules sphériques de dimensions similaires).

$$\text{d'où } \frac{\Delta P}{L} = 1520 \text{ Pa/m} \hat{=} 0.0152 \text{ bar/m}$$

$$\Delta P = L \times \frac{\Delta P}{L}$$

$$\Delta P = 0.305 \text{ bar.}$$

La vis convoyeuse va créer une turbulence, donc une perte de charge supplémentaire. Cette perte de charge peut atteindre 50 à 100 % de celle que l'on aurait dans la même longueur de tube sans la vis [23].

De ce fait les perte de charge dans l'extracteur en tenant compte de la vis convoyeuse est :

$$\Delta P_{\text{totale}} = 2 \cdot \Delta P$$

$$\Delta P_{\text{totale}} = 0.610 \text{ bar.}$$

#### 7 - Nombre de spires de la vis convoyeuse par tube Z

$$Z = \frac{L_t}{R}$$

$$Z = 16 \text{ spires/tube.}$$

#### 8 - Vitesse de rotation de la vis convoyeuse N

$$N = \frac{L_t}{(R)(\tau)}$$

$$N = 8.55 \times 10^{-2} \text{ tr/mn.}$$

#### 9 - Calcul de l'épaisseur minimale de la tôle d'acier interne e

Selon le code ASME [35], l'épaisseur minimale de la tôle d'Acier inoxydable de forme cylindrique; en majorant de 4.25 mm pour tenir compte des risques de corrosion ; est :

$$e = \frac{P \cdot D}{2\sigma E - 1.2P} \cdot 10^3 + 4.25 \quad (\text{IV.12})$$

où P pression effective,

$\sigma$  contrainte admissible,  $\sigma = 1380$  bars pour l'acier inoxydable de désignation ASTM A376 TP304 [37],

E coefficient de soudure égal à 0.85, si radiographie par points.

L'épaisseur minimale de la tôle d'acier inoxydable est donc :

$$e = 4.83 \text{ mm.}$$

Selon les normes ANSI [35], pour un diamètre interne normalisé en acier de 0.65 m, l'épaisseur correspondante est de 4.92 mm. Selon les mêmes normes, pour un diamètre interne de l'enveloppe  $D' = 0.790$  m, l'épaisseur correspondante est  $e' = 11.2$  mm (voir figure IV.3).

#### 10 - Calcul de l'épaisseur de la tige de la vis convoyeuse $e_0$

$$e_0 = 4.5 \text{ mm.}$$

(voir équation IV.12)

#### 11 - Echange de chaleur fluide caloporteur-milieu extérieur

Dans le souci d'éviter la condensation de la vapeur d'eau à l'intérieur de celui-ci, un fluide caloporteur (vapeur d'eau) est injecté au niveau de la double enveloppe, ainsi qu'à l'intérieur de la tige concentrique de la vis convoyeuse.

Nous développerons, afin de pouvoir déterminer l'épaisseur du calorifuge, les équations régissant le transfert de chaleur entre le fluide caloporteur injecté au niveau de la double enveloppe et le milieu extérieur.

##### 11.1 - Echange de chaleur vapeur-paroi interne de l'enveloppe

$$\phi_1 = h_1 \cdot S_1 \cdot (T_v - T_{p1}) \quad (\text{IV.13})$$

avec  $h_1$  Coefficient de transfert de chaleur par convection vapeur - paroi interne de l'enveloppe,

$S_1$  Surface interne de la transmission de chaleur,

$T_v$  Température du fluide caloporteur (vapeur d'eau),

$T_{p1}$  Température de la paroi interne de l'enveloppe.

Le coefficient de transfert de chaleur par convection  $h_1$  dans le fluide est obtenu à partir du nombre de Nusselt :

$$Nu = \frac{h_1(2L')}{\lambda} \quad (IV.14)$$

avec  $\lambda$  conductivité thermique de la vapeur d'eau.

La corrélation de **Dittus -Boelter** [38] permet d'obtenir le nombre  $Nu$  :

$$Nu = \psi . Re^{\gamma} . Pr^{0.33} \quad (IV.15)$$

En industrie, on préfère travailler en régime turbulent ( $Re > 2000$ ), ceci permet d'avoir un coefficient de film  $h_1$  plus élevé, et de ce fait un meilleur transfert de chaleur fluide - paroi.

Comme la température de surface  $T_{P1}$  n'est pas connue, nous attribuons une valeur voisine de celle du fluide à cette température. A partir de laquelle nous déterminerons les paramètres nécessaires à l'établissement d'un bilan, qui permettront de calculer cette température. S'il existe une différence entre la valeur supposée et la valeur calculée de  $T_{P1}$ , nous prendrons cette dernière pour chercher une nouvelle valeur du coefficient d'échange de chaleur et ainsi de suite.

Nous supposons que la température de la paroi  $T_{P1}$  est égale à  $120\text{ }^{\circ}\text{C}$ . La température moyenne du film est  $T_m = 121\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

Les propriétés physiques de la vapeur d'eau à cette température sont les suivantes :

$$\rho_v = 1.1\text{ kg/m}^3,$$

$$\lambda_v = 0.201\text{ kcal/hr.m.}^{\circ}\text{C},$$

$$C_{p_v} = 0.465\text{ kcal/kg.}^{\circ}\text{C},$$

$$\mu_v = 1.335 \times 10^{-2}\text{ cP}.$$



$$Re = \frac{(W_v / \rho)(2L')}{(3.6 \cdot \mu) \left( \frac{\pi(D'+2e')^2 - D'^2}{4} \right)} \quad (IV.16)$$

avec  $W_v$  débit du fluide caloporteur circulant dans l'enveloppe  $W_v = 1610$  kg/hr.

d'où  $Re = 4144$ .

$$Pr = \frac{(C_p)(\mu)}{2L'} \quad (IV.17)$$

$$Pr = 1.034$$

Pour  $Re > 2000$  et  $Pr > 0.6$  nous avons, selon [37],  $\psi = 0.26$  et  $\gamma = 0.6$ .

$$Nu = 38.9 \quad (\text{voir équation IV.15})$$

$$h_1 = 60.1 \text{ kcal/hr.m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \quad (\text{voir équation IV.14})$$

### 11. 2 - Echange de chaleur par conduction à travers l'enveloppe externe

$$\phi_2 = \frac{2\pi(\lambda_p)(L_t)(T_{P1} - T_{P2})}{Ln\left(\frac{D'+2e'}{D'}\right)} \quad (IV.18)$$

avec  $\lambda_p$  conductivité thermique de l'acier utilisé,

$T_{P2}$  Température de la paroi externe de l'enveloppe.

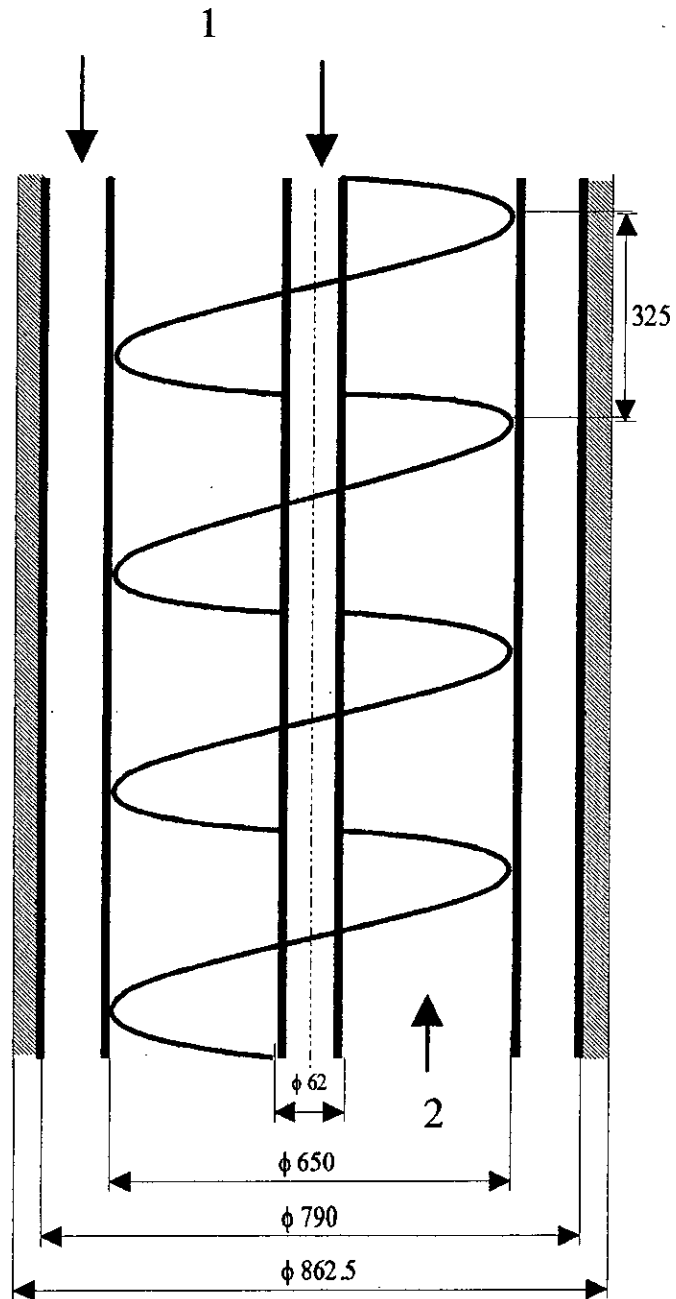
### 11. 3 - Chaleur émise à travers le calorifuge

$$\phi_3 = \frac{2\pi(\lambda_i)(L_t)(T_{P3} - T_{P2})}{Ln\left(\frac{D'+2e'+2e_i}{D'+2e'}\right)} \quad (IV.19)$$

avec  $\lambda_i$  conductivité thermique du calorifuge utilisé,  $\lambda_i = 0.660$  kcal/m.°C pour le polystyrène 50-650 ASTM C-578-696R2 [38],

$T_{P3}$  température de la paroi externe du calorifuge,

$e_i$  épaisseur du calorifuge utilisé.



1. Fluide caloporteur
2. Fluide d'extraction

**FIG IV.3 : Caractéristiques internes de l'extracteur**

#### 11.4 - Echange de chaleur calorifuge-milieu extérieur

$$\phi_4 = h_{\text{air}} S_4 (T_{P3} - T_{\text{air}}) \quad (\text{IV.20})$$

avec  $h_{\text{air}}$  coefficient de transfert de chaleur entre l'air et la couche extérieure de la l'extracteur,

$S_4$  surface extérieur de l'enveloppe,

$T_{\text{air}}$  température de l'air.

En supposant une température ambiante de 20 C°, les tables donnent un coefficient de transfert de chaleur  $h_{\text{air}}$  [34] :

$$h_{\text{air}} = 1.84. \Delta T_{\text{air}}^{1/4} = 1.84. (T_{P3} - T_{\text{air}})^{1/4} \quad (\text{IV.21})$$

### 11.5 - Calcul de l'épaisseur du calorifuge

Nous supposons que le matériaux utilisé est suffisamment conducteur, soit  $T_{P1} = T_{P2}$ .

De plus, en régime permanent, tous les flux sont égaux ( $\phi_1 = \phi_2 = \phi_3$ ). Le système d'équations à résoudre est le suivant :

$$\left\{ \begin{array}{l} \phi_1 = h_1(\pi D')(L_t)(T_v - T_{P1}) = 745.91 .(T_v - T_{P1}) \\ \phi_2 = \frac{2\pi(\lambda_i)(L_t)(T_{P3} - T_{P2})}{\ln\left(\frac{D'+2e'+2e_i}{D'+2e'}\right)} = \frac{20.77}{\ln\frac{B}{A}} (T_{P3} - T_{P2}) \\ \phi_3 = h_a [\pi(D' + 2e' + 2e_i)] (L_t)(T_{P3} - T_{\text{air}}) = 188.71 .B .(T_{P3} - T_{\text{air}})^{5/4} \end{array} \right.$$

avec  $A = D' + 2e'$  et  $B = D' + 2e' + 2e_i$

à partir de ces équations, nous tirons

$$T_{P1} = T_{P2} + 18.95B. \ln\frac{B}{A} (T_{P3} - T_{\text{air}})^{5/4} \quad (\text{IV.22})$$

En fixant à  $T_{P3}$  une valeur de 40 C° nous obtenons :

$$B = 1.06.A = 0.861 \text{ m.}$$

En remplaçant dans l'équation (IV.22), nous obtenons la valeur de  $T_{P1}$

$$T_{P1} = 120.4 \text{ C}^\circ$$

La température calculée  $T_{P1}$  présente un faible écart par rapport à la température supposée. De ce fait, la valeur du coefficient de transfert de chaleur calculée au préalable est conservée. La couche isolante aura l'épaisseur suivante :

$$e_i = 24.5 \text{ mm.}$$

## 12 - Système d'Alimentation du solide dans l'extracteur

### 12.1 - Bac de garde

Afin d'éviter que l'extracteur ne soit à court de solide, un bac de stockage devra assurer une quantité de solide suffisante pour permettre une alimentation en continu, cette quantité sera fixée à 300 kg.

Le volume du bac est  $V_b = 300/\rho_{lit} = 1.12 \text{ m}^3$ .

Pour une hauteur du bac cylindrique  $H_b$ , égale à 1 m, le diamètre du bac  $D_b$  correspondant est :

$$D_b = \sqrt{\frac{4.(V_b / H_b)}{\pi}}$$

$$D_b = 1.195 \text{ m.}$$

### 12.2 - Conduite d'Alimentation du Solide

#### 12.2.1 - Données fixés

- Diamètre de la conduite d'alimentation  $D_1 = \frac{D}{2} = 0.325 \text{ m.}$
- Longueur de la conduite d'alimentation  $L_1 = 0.5 \text{ m.}$
- Diamètre de la vis d'alimentation:  $d_1 = 0.99D_1 = 0.322 \text{ m.}$
- Pas de la vis d'alimentation  $R_1 = 0.5D_1 = 1.625 \times 10^{-1} \text{ m.}$
- Diamètre de la tige de la vis d'alimentation  $d_1' = 0.095D_1 = 3.08 \times 10^{-2} \text{ m.}$

**12.2.2 - Nombre de spires de la vis d'alimentation Z**

$$Z = \frac{(L_1 + 0.5)}{R_1}$$

$$Z = 7 \text{ spires.}$$

**12.2.3 - Temps de séjour du solide ( conduite d'alimentation)  $t_s$** 

$$t_s = \frac{[\pi((D_1)^2 - (d_1')^2) / 4] \cdot (L_1 + 0.5)}{(W_d / \rho_h)} \times 60$$

$$t_s = 2.34 \text{ mn.}$$

**12.2.4 - Vitesse de rotation de la vis d'alimentation N**

$$N = \frac{L_1}{R_1 \cdot t_s}$$

$$N = 2.63 \text{ tr/mn.}$$

**12.3 - Calcul de l'épaisseur du bac  $e_b$  et de la conduite d'alimentation  $e_1$** 

$$e_b = 4.5 \text{ mm.}$$

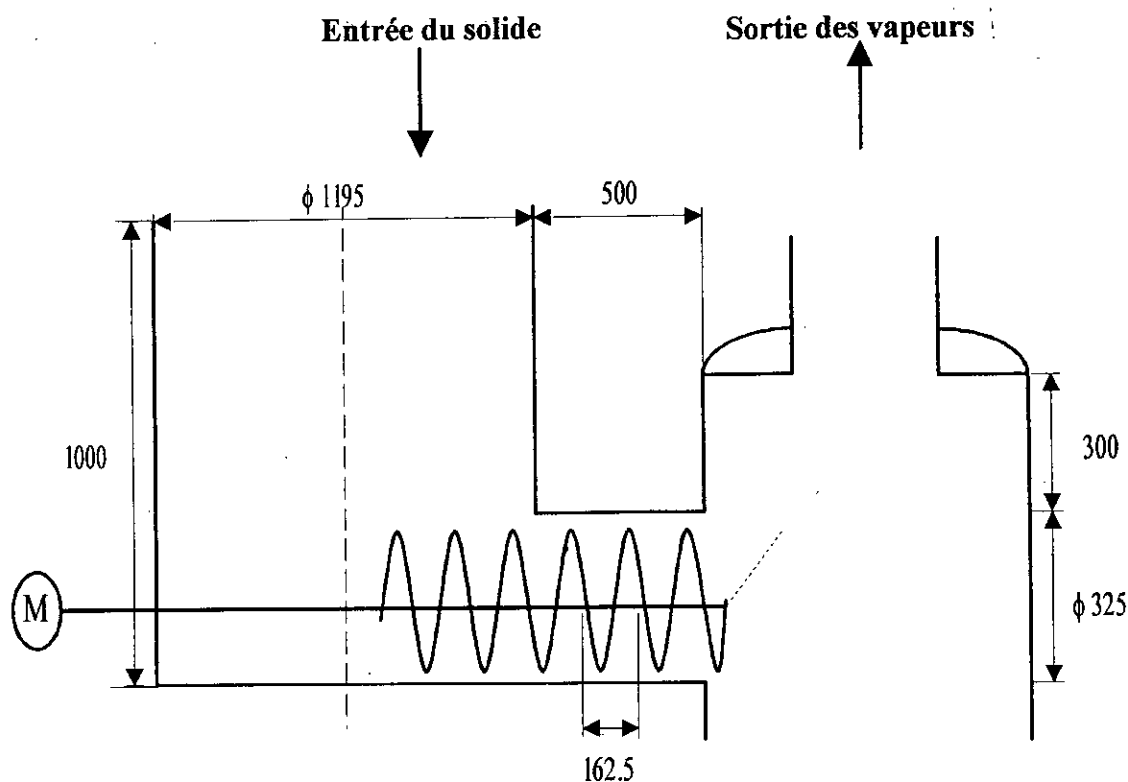
et  $e_1 \approx 4.5 \text{ mm.}$  (voir équation IV.12)

avec  $P = 1 \text{ atm} = 1.013 \text{ bar.}$

**13 - Conduite d'évacuation des vapeurs de tête**

Afin d'éviter l'entraînement des vapeurs de tête vers le bac d'alimentation, l'utilisation d'un déflecteur s'impose.

Une hauteur supplémentaire séparant la conduite d'alimentation du solide et la sortie des vapeurs de tête doit être assurée. Cette hauteur a été fixée à 30 cm (voir figure IV.4).



**FIG IV.4 : Alimentation du solide et évacuation des vapeurs de tête**

### 13.1 - Calcul de l'épaisseur du fond elliptique de la conduite d'évacuation des vapeurs de tête $e''$

Selon le code ASME [35], l'épaisseur du fond elliptique est donnée par :

$$e'' = \frac{P \cdot D}{2\sigma E - 0.2P} \times 10^3 + 4.25 \quad (\text{IV.23})$$

avec  $P = 2$  bar

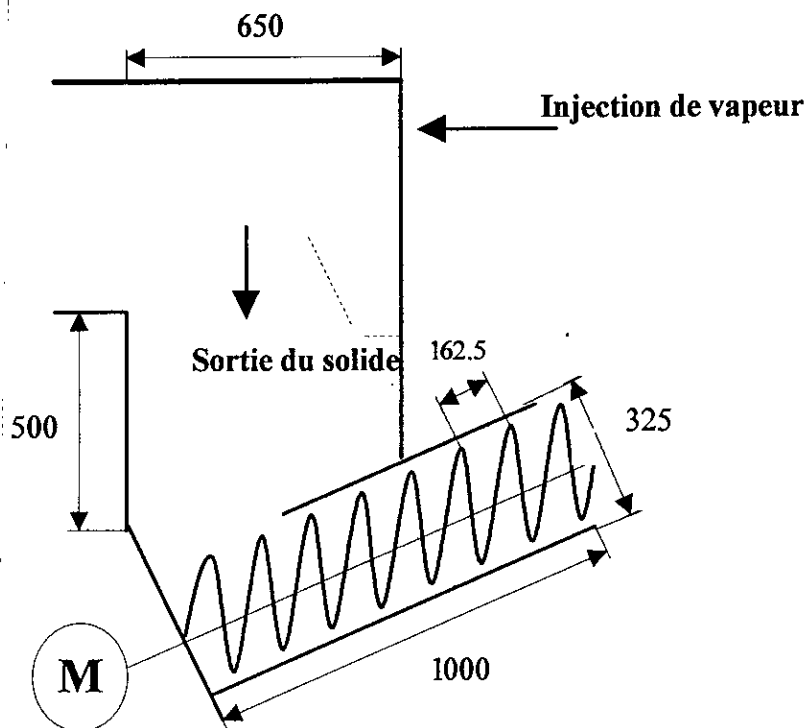
$$e'' = 4.83 \text{ mm} \approx 5 \text{ mm.}$$

## 14- Evacuation des déchets

### 14.1 - Données fixées

- Diamètre de la conduite d'évacuation  $D_2 = 0.325$  m,
- Longueur de la conduite d'évacuation  $L_2 = 1$  m,
- Diamètre de la vis convoyeuse  $d_2 = 0.99D_2 = 0.322$  m,
- Pas de la vis convoyeuse  $R_2 = 0.5D_2 = 1.625 \times 10^{-1}$  m,

- Diamètre de la tige de la vis convoyeuse  $d'_2 = 0.095D_2 = 3.087 \times 10^{-2}$  m.



**FIG IV.5 : Système d'évacuation des déchets**

**14.2 - Nombre de spires de la vis convoyeuse Z**

$$Z = \frac{L_2}{P_2}$$

**Z = 7 Spires.**

**14.3 - Temps de séjour du solide dans la conduite d'évacuation  $t_S$**

$$t_S = \frac{[\pi(D_2^2 - d'_2{}^2)/4]L_2}{\left(\frac{W_d}{\rho_h}\right)} \times 60$$

**$t_S = 2.34$  mn.**

#### 14.4 - Vitesse de rotation de la vis convoyeuse N

$$N = \frac{L_2}{R_2 \cdot t_s}$$

$$N = 2.63 \text{ tr/mn.}$$

#### 15 - Poids de l'extracteur $M_{\text{total}}$

En vue d'une estimation du coût de l'extracteur, nous nous sommes proposés de déterminer son poids global.

Selon [37], la densité de l'acier inoxydable A 376 TP 304 est  $7.9 \text{ g/cm}^3$ .

En sommant les poids des divers éléments constituant l'extracteur, nous obtenons

$$M_{\text{total}} = 6474.8 \text{ kg.}$$

Dans cette partie de l'étude, nous avons envisagé de dimensionner l'extracteur constitué l'élément principal de notre installation. Cependant reste à tenir compte de certaines parties mécaniques (roulements, déflecteurs, moteur, courroies,...) et de tous les accessoires de régulation, de contrôle et de mesure.

### IV.3 - POMPES D'ALIMENTATIONS

#### IV.3.1 - NOTIONS THEORIQUES SUR LES POMPES UTILISEES

La grande majorité des pompes utilisées en industrie sont des pompes centrifuges. Ce sont des pompes dont la rotation de la roue, ou rotor, produit un régime de pressions et de vitesses qui détermine la circulation du liquide dans le circuit. Pour des débits modérés ( $< 50 \text{ m}^3/\text{hr}$ ) et des pressions de refoulement moyenne, (ce qui constitue notre cas) la pompe monoétagée centrifuge est la plus adéquate [39].

L'une des caractéristiques des pompes centrifuges est la cavitation. Ce phénomène se manifeste par la formation au sein de l'écoulement, de bulles, tourbillons ou torches de vapeur lorsque le fluide est soumis à une pression inférieure à sa pression de vapeur. Cette cavitation peut être à l'origine de bruit, de vibrations et de chutes de performance de la pompe [40].



A cet égard, on définit le  $NPSH_{av}$  (Net Positive Section Head), correspondant à la valeur excédentaire de la pression d'aspiration à l'entrée de la pompe sur la tension de vapeur de liquide en ce même point.

### **IV.3.2 - DIMENSIONNEMENT DE LA POMPE D'ALIMENTATION DE L'EAU DE CHAUDIERE (P-1)**

#### **IV.3.2.1 - DONNEES DE BASE**

- Débit d'eau  $W = 4590$  kg/hr.
- Densité de l'eau  $\rho = 980.2$  kg/m<sup>3</sup>.

#### **IV.3.2.2 - ETAPES DE CALCUL**

##### **1 - Calcul de la pression d'aspiration $P_a$**

Bac de stockage	1.013 bar
Hauteur du bac de stockage : 1 m	+ 0.098 bar
Frictions	
Contraction	- 0.035 bar
Tuyauterie	- 0.035 bar
Vanne	- 0.014 bar
	<hr/>
	$P_a = 1.03$ bar.

##### **2 - Calcul de la pression de refoulement $P_r$**

Chaudière	2 bar
Frictions	
Tuyauterie	+ 0.083 bar
Vannes, clapet anti-retour	+ 0.780 bar
	<hr/>
	$P_r = 2.86$ bar

##### **3 - Calcul de la hauteur différentielle $h_f$**

La différence de pression exprimée en hauteur de liquide est donnée par [41] :

$$h = \frac{1.02 \times 10^4 (P_r - P_a)}{\rho} \quad (\text{IV.24})$$

$$h = 19.05 \text{ m}$$

En considérant un facteur de sécurité de 10 %, la nouvelle hauteur est :

$$h_f = h + 0.1h$$

$$h_f = 20.93 \text{ m.}$$

#### 4 - Calcul du NPSHA [42]

$$\text{NPSHA} = \frac{1.02 \times 10^4 (P_a - P_v)}{\rho} \quad (\text{IV.25})$$

avec  $P_v$  tension de vapeur du liquide,  $P_v = 0.245 \text{ bar}$ ,

$$\text{d'où } \text{NPSHA} = 8.16 \text{ m.}$$

#### 5 - Calcul de la puissance hydraulique de la pompe HHp

A partir des données bibliographiques [41]

$$\text{HHp} = \frac{0.0145(W) \cdot (h_f)}{3960} \quad (\text{IV.26})$$

$$\text{HHp} = 0.35 \text{ hp}$$

#### 6 - Calcul de la puissance du moteur entraînant la pompe BHp

A partir de la courbe de performance de la pompe [43], nous obtenons les dimensions suivantes :

- Diamètre (côté aspiration)    1 in = 2.54 cm,
- Diamètre (côté refoulement) 0.5 in = 1.27 cm,
- Diamètre du rotor                6 in = 15.24 cm.

L'efficacité de la pompe est, selon [43],  $E = 0.45$ .

$$\text{BHp} = \text{HHp}/E \quad (\text{IV.27})$$

$$\text{BHp} = 0.78 \text{ hp.}$$

## IV.4 - CHAUDIERE (CH-1)

### IV.4.1 - NOTIONS THEORIQUES

Le rôle d'une chaudière est essentiellement de transmettre de l'énergie apparaissant sous forme de chaleur (avec ou sans combustion) à de l'eau sous pression pour obtenir soit de l'eau surchauffée, soit de la vapeur [44].

Les chaudières électriques, dont on voudrait faire actuellement les champions de l'écologie, permettent de transformer d'une façon convenable l'énergie électrique en chaleur et de transmettre celle-ci à de l'eau. Ces chaudières se caractérisent par leur faible encombrement, par leur haute sécurité de fonctionnement, ainsi que par leur mise en service rapide. La gamme des appareils industriels varie de quelques dizaines de kilowatts à 8000 kilowatts au maximum [44].

Avant de pouvoir définir les dimensions du matériel, il est nécessaire pour une allure déterminée de la chaudière d'effectuer les calculs préalables [45].

#### • la puissance utile

C'est l'énergie transmise au fluide chauffé par unité de temps, c'est à dire la différence entre l'énergie exportée vers l'utilisation (réseau) à celle retournée à la chaudière. La chaleur transmise à l'eau d'alimentation permet de la porter à ébullition, de la transformer en vapeur saturée et de surchauffer cette vapeur saturée jusqu'à la température désirée à la sortie du surchauffeur [45].

#### • La puissance introduite

$$\text{puissance introduite} = \frac{\text{puissance utile}}{\text{rendement}}$$

Le rendement comprend les divers pertes éventuelles suivantes par :

- Radiation extérieure.
- Divers auxiliaires (moteur électrique, pompes...etc.)

Dans des conditions d'utilisation normales, ce rendement est en général supérieur à 99 % [45].

Le Tableau IV.1 ci-après donne l'évaluation de la puissance utile de la chaudière:

**Tableau IV.1 : Evaluation de la puissance utile de la chaudière.**

<b>TEMPERATURE ----- (°C)</b>	
eau d'alimentation	20
saturation	120
sortie surchauffeur	122
<b>PRESSION -----(BAR)</b>	
d'alimentation	2
au réservoir	2
de sortie surchauffeur	2
<b>DEBIT MASSIQUE -----(KG/HR)</b>	
d'alimentation	2590
de sortie surchauffeur	2590
<b>PUISSANCE CONTENUE --- (KCAL/HR)</b>	
alimentation	$-5.191 \times 10^4$
eau bouillante	$-3.116 \times 10^5$
vapeur saturée	$-1.674 \times 10^6$
vapeur surchauffée	$-1.676 \times 10^6$
<b>PUISSANCE NECESSAIRE -- (KCAL/HR)</b>	
échauffement de l'eau	$2.587 \times 10^5$
vaporisation	$1.674 \times 10^6$
surchauffe	$1.248 \times 10^3$
<b>PUISSANCE UTILE -----(KCAL/HR)</b>	$1.934 \times 10^6$
<b>PUISSANCE INTRODUITE -- (KCAL/HR)</b>	$1.954 \times 10^6$

## IV.5 - DECANTEUR

### IV.5.1 - NOTIONS THEORIQUES :

Les décanteurs sont des appareils dans lesquels les deux phases immiscibles sont séparées par gravité, c'est un procédé très fréquemment utilisé en industrie du fait de sa simplicité et de son faible coût.

L'étude de la décantation est basée sur le déplacement des particules en suspension dans une phase continue qui s'effectue vers le haut (lorsque la phase lourde représente la phase continue) ou vers le bas (lorsque la phase légère représente la phase continue) avec une vitesse limite  $v_T$  [42].

Pour un écoulement laminaire, la vitesse limite est donnée par la loi de Stokes [46] :

$$v_T = \frac{5.4 \times 10^{-10} \cdot d_p^2 \cdot (\rho_2 - \rho_1)}{\mu} \quad (\text{IV.28})$$

avec  $d_p$  diamètre moyen des gouttelettes,

$\rho_2$  masse volumique de la phase lourde,

$\rho_1$  masse volumique de la phase légère,

$\mu$  viscosité de la phase continue,

$v_T$  vitesse limite.

La décantation peut être établie dans des séparateurs horizontaux ou verticaux, toute fois les décanteurs horizontaux sont les plus utilisés, car ils offrent une plus grande surface interfaciale, ce qui permet un meilleur échange. Le calcul des décanteurs est basé sur le temps de séjour, qui doit être supérieur ou égal au temps de décantation des phases [42].

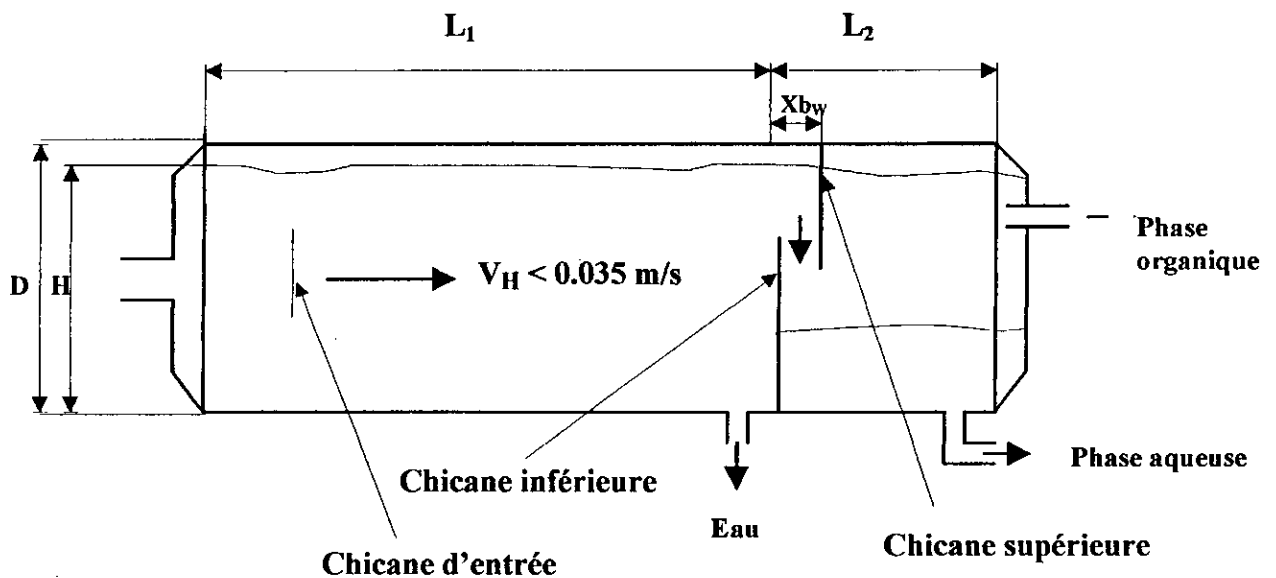
### IV.5.2 - DIMENSIONNEMENT DU DECANTEUR (DC-1)

La quantité d'eau étant beaucoup plus élevée que la quantité d'hydrocarbures, on utilise deux sections de séparation. La première section permet de séparer des gouttelettes de diamètre moyen supérieur à  $150 \mu$ , la quantité d'eau soutirée dans cette section représente 80 % du débit total en eau. La seconde section du décanteur permet de séparer les gouttelettes les plus fines dont le diamètre moyen est égal à  $60 \mu$ .

**IV.5.2.1 - DONNEES DE BASE**

- Temps de séjour	$t_S = 3 \text{ hr} = 180 \text{ mn}$
- Débit de la phase organique	$W_1 = 102.82 \text{ kg/hr}$
- Débit de la phase aqueuse	$W_2 = 980 \text{ kg/hr}$
- Masse volumique de la phase organique	$\rho_1 = 573 \text{ kg/m}^3$
- Masse volumique de la phase aqueuse	$\rho_2 = 997 \text{ kg/m}^3$
- Viscosité de la phase organique	$\mu_1 = 0.211 \text{ cP}$
- Viscosité de la phase aqueuse	$\mu_2 = 0.890 \text{ cP}$

La hauteur du liquide représente 90 % du diamètre du décanteur (voir figure IV.6).



**FIG IV.6 : Schéma du décanteur**

Pour un décanteur horizontal nous avons les recommandations suivantes :

$$\left| \begin{array}{l} 3 \leq \frac{L_1}{D} \leq 8 \\ 1 \leq \frac{L_2}{D} \\ H = 0.9D \end{array} \right.$$

**IV.5.2.2 - ETAPES DE CALCUL****1 - Détermination des facteurs de forme  $F_{11}$  et  $F_{21}$  pour la première section**

A partir des données bibliographiques [47] nous obtenons :

$$\frac{H_{11}}{H_{21}} = 0.16.$$

avec  $H_{11}$  hauteur de la phase organique dans la première section,

$H_{21}$  hauteur de la phase organique dans la première section.

d'où  $\frac{H_{11}}{D} = 0.12$  pour la phase organique,

$$\frac{H_{21}}{D} = 0.77 \quad \text{pour la phase aqueuse.}$$

En utilisant les données bibliographiques [47] nous obtenons :

$$\boxed{F_{11} = 0.84.} \quad \text{pour la phase organique}$$

$$\boxed{F_{21} = 0.83.} \quad \text{pour la phase aqueuse}$$

**2 - Détermination des facteurs de forme  $F_{12}$  et  $F_{22}$  pour la seconde section**

$$\frac{H_{12}}{D} = 0.38 \quad \text{pour la phase organique}$$

$$\frac{H_{22}}{D} = 0.51 \quad \text{pour la phase aqueuse}$$

avec  $H_{12}$  hauteur de la phase organique dans la seconde section,

$H_{22}$  hauteur de la phase aqueuse dans la seconde section.

d'où  $\boxed{F_{12} = 0.9.}$  pour la phase organique,

$$\boxed{F_{22} = 0.79.}$$
 pour la phase aqueuse. (voir étape précédente)

### 3 - Détermination du diamètre D et de la longueur L du décanteur

Nous avons, pour chacune s des sections :

$$\begin{cases} L_1 \cdot D \cdot (F_{11} H_{11} + F_{21} H_{21}) = \left( \frac{W_1}{\rho_1} + \frac{W_2}{\rho_2} \right) \cdot t_{S1} \\ L_2 \cdot D \cdot (F_{12} H_{12} + F_{22} H_{22}) = \left( \frac{W_1}{\rho_1} + \frac{0.2W_2}{\rho_2} \right) \cdot t_{S2} \end{cases} \quad (\text{IV.29})$$

avec  $t_{S1}$  temps de séjour du liquide dans la première section,

$t_{S2}$  temps de séjour du liquide dans la seconde section.

d'où

$$\begin{cases} 0.636 \cdot L_1 \cdot D^2 = t_{S1} \\ 1.98 \cdot L_2 \cdot D^2 = t_{S2} \end{cases}$$

$$(0.636L_1 + 1.98 L_2) \cdot D^2 = (t_{S1} + t_{S2}) = 3 \text{ hr.}$$

Le système d'équations à résoudre est alors le suivant :

$$\begin{cases} (0.636L_1 + 1.98 \cdot L_2) D^2 = 3 \\ \frac{L_1}{D} = 3 \\ \frac{L_2}{D} = 1 \end{cases} \quad (\text{IV.30})$$

La résolution du système fournit les résultats suivants :  $L_1 = 2.76 \text{ m}$ ,  $L_2 = 0.92 \text{ m}$

$$\boxed{D = 0.92 \text{ m.}}$$

$$\boxed{L = 3.68 \text{ m.}}$$

### 4 - Calcul de la surface (L.D) minimale pour la première section du décanteur

La vitesse maximale d'écoulement de l'eau dans la première section, selon [47], est

$$v_{\max} = \phi / (L \cdot D) = 5.59 \times 10^{-3} \text{ m/s.}$$

$$(L \cdot D)_{1\min} = \frac{W_2}{v_{\max} \cdot \rho_2} \times \frac{1}{3600} \quad (\text{IV.31})$$

$$(L \cdot D)_{1\min} = 0.051 \text{ m}^2$$

$$L_1 \cdot D = 2.54 \text{ m}^2 > (L \cdot D)_{1\min}$$



### 5 - Calcul de la surface (L.D) minimale pour la seconde section du décanteur

La vitesse maximale d'écoulement du mélange eau-huile dans la seconde section, selon [47], est  $v_{\max} = \phi / (L.D) = 1.02 \times 10^{-3}$  m/s.

$$(L.D)_{2\min} = \left( \frac{W_1}{\rho_1} + \frac{0.2W_2}{\rho_2} \right) \cdot \left( \frac{1}{v_{\max}} \right) \cdot \left( \frac{1}{3600} \right) \quad (\text{IV.32})$$

$$(L.D)_{2\min} = 0.103 \text{ m}^2$$

$$L_2.D = 0.85 \text{ m}^2 > (L.D)_{2\min}$$

### 6 - Calcul de la vitesse limite des gouttelettes de 150 $\mu$ de diamètre $v_{T1}$

$$\boxed{v_{T1} = 5.79 \times 10^{-3} \text{ m/s.}} \quad (\text{voir équation IV.28})$$

avec  $d_p = 150 \mu$ ,

$$\mu = \mu_2.$$

### 7 - Calcul de la vitesse limite des gouttelettes de 60 $\mu$ de diamètre $v_{T2}$

$$\boxed{v_{T2} = 6.45 \times 10^{-4} \text{ m/s.}} \quad (\text{voir équation IV.28})$$

avec  $d_p = 60 \mu$ .

$$\mu = \mu_2.$$

### 8 - Détermination des vitesses horizontales de la phase organique $v_{H1}$ et aqueuse $v_{H2}$ pour la première et seconde section

La vitesse horizontale de l'huile est donnée par l'expression suivante :

$$v_{H1j} = \frac{W_1}{\rho_1 \cdot F_{1j} \cdot D \cdot H_{1j}} \quad (\text{IV.33})$$

celle relative à l'eau est donnée par :

$$v_{H2j} = \frac{W_2}{\rho_2 \cdot F_{2j} \cdot D \cdot H_{2j}} \quad (\text{IV.34})$$

avec  $j = 1$ , pour la première section.

$j = 2$ , pour la seconde section.

Pour la première section :

$$v_{H11} = 5.08 \times 10^{-4} \text{ m/s et } v_{H21} = 4.06 \times 10^{-4} \text{ m/s.}$$

Pour la seconde section :

$$v_{H12} = 1.02 \times 10^{-4} \text{ m/s et } v_{H22} = 7.62 \times 10^{-4} \text{ m/s.}$$

$$\left. \begin{array}{l} v_{H11} < 15v_{T1} \text{ et } v_{H21} < 15v_{T1} \\ v_{H12} < 15v_{T2} \text{ et } v_{H22} < 15v_{T2} \end{array} \right\} \text{ Le dimensionnement est correct}$$

### 9 - Calcul de la hauteur de la chicane inférieure $H_{B1}$ et supérieure $H_{B2}$

$$H_{B1} = 0.85D, \text{ d'où } H_{B1} = 0.78 \text{ m.}$$

$$H_{B2} = H_{B1} - 0.1D, \text{ } H_{B2} = 0.69 \text{ m. (selon [47])}$$

### 10 - Calcul de l'espacement minimal entre les deux chicanes $X_{bw}$

La vitesse horizontale maximale à l'entrée est fixée, selon [47], à :

$$v_{\max} = f / (X_{bw} \cdot D) = 0.035 \text{ m/s}$$

$$X_{bw} = \frac{1}{3600 \cdot (D) \cdot (v_{\max})} \times \left( \frac{W_1}{\rho_1} + \frac{W_2}{\rho_2} \right) \quad (\text{IV.35})$$

$$X_{bw} = 10^{-2} \text{ m.}$$

### 11 - Calcul de la hauteur $H_B$ de la chicane d'entrée

$$H_B = 0.05D = 4.64 \times 10^{-2} \text{ m. (selon [47])}$$

### 12 - Calcul de la distance entre la tubulure et la chicane $H_B$ d'entrée

$$H_B = 0.025 D = 2.35 \times 10^{-2} \text{ m. (selon [47])}$$

### 13 - Calcul de la vitesse maximale dans la conduite d'alimentation $v_N$

Afin d'éviter de créer une turbulence favorisant la création d'émulsions, la vitesse maximale est donnée, selon [47], par:

$$v_N = 5.1 \left( \frac{(16.02) \cdot (\rho_2 - \rho_1)}{\rho_2^2 \cdot \mu_2} \right)^{1/5} \quad (\text{IV.36})$$

$$v_N = 1.92 \text{ ft/s} = 0.59 \text{ m/s}$$

**14 - Calcul du diamètre minimal de la conduite d'alimentation  $D_{\min}$** 

$$D_{\min} = \sqrt{\frac{4}{\pi \cdot v_N} \cdot \left( \frac{W_1}{\rho_1} + \frac{W_2}{\rho_2} \right)} \quad (\text{IV.37})$$

$$D_{\min} = 1.58 \text{ cm.}$$

**15 - Calcul des épaisseurs de la virole  $e$  et du fond plat  $e'$** 

$$e = 4.89 \text{ mm} \approx 5 \text{ mm.} \quad (\text{voir équation IV.12})$$

L'épaisseur du fond plat, selon [35], est donnée par l'expression :

$$e' = \frac{0.885PD}{\sigma E - 0.1P} \times 10^3 + 4.25 \quad (\text{IV.38})$$

d'où  $e' = 4.92 \text{ mm} \approx 5 \text{ mm.}$

avec  $E = 0.85,$

$\sigma = 1380 \text{ bars.}$

**16 - Calcul du poids du décanteur  $M$** 

La densité de l'acier inoxydable utilisé est  $\rho = 7.9 \text{ g/cm}^3$

$$M = \rho \cdot e \cdot (\pi \cdot D L + 2(0.842D^2)) \quad (\text{IV.39})$$

$$M = 483.84 \text{ kg.}$$

**IV.6 - COLONNE DE SEPARATION PENTANE-HUILE ESSENTIELLE****IV.6.1 - NOTIONS THEORIQUES**

Il existe quatre situations pour lesquelles les colonnes à garnissage sont préférées aux colonnes à plateaux :

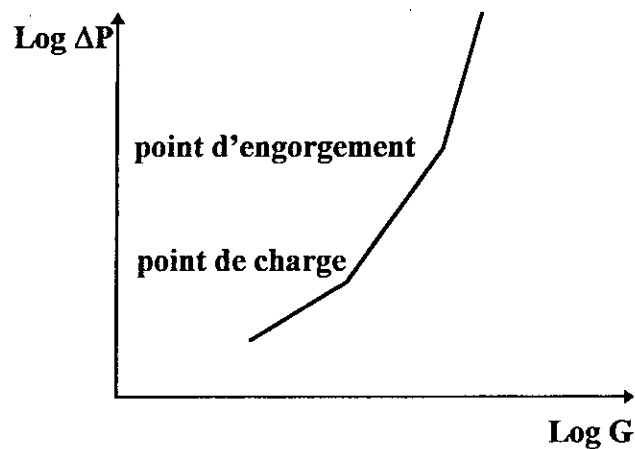
- colonnes dont le diamètre est inférieur à 3 m,
- colonnes nécessitant un prix moins élevé par unité de volume,
- colonnes nécessitant une faible perte de charge, ce qui est particulièrement intéressant lorsqu'on travaille à faible pression,
- colonnes nécessitant une faible rétention.

Tandis qu'une colonne à plateaux constitue un ensemble d'étages de contact distincts, une colonne à garnissage réalise un contre courant à contact continu : les phases liquide et vapeur sont en contact dans toute la colonne, pour être séparées seulement avant de quitter l'appareil. L'échange des constituants entre les phases se fait d'autant mieux qu'on a une grande surface de contact et une bonne turbulence : c'est pour cette raison qu'on emplit la colonne d'éléments solides aux formes et dimensions judicieusement choisies. Les anneaux les plus courants dans l'industrie sont les anneaux Raschig. On utilise le plus souvent des anneaux en céramique ou en porcelaine, bon marché et de plus résistants à la corrosion [42].

#### • Hydrodynamique des colonnes garnies

Le volume de liquide retenu par unité de volume garni est; à débit d'arrosage constant et à débit gazeux  $G$  croissant; d'abord constant puis rapidement croissant. Le changement d'allure de la perte de pression coïncide avec l'apparition de rides à la surface du film liquide; le frottement du gaz est alors suffisant pour gêner la descente du liquide, provoquant une diminution de l'espace libre offert à l'écoulement du gaz, le domaine qui correspond à des valeurs de  $G$  égales ou un peu supérieures à celle qui correspondent à la transition précédente constitue la **zone de charge**, cette zone est particulièrement propice aux échanges entre phases [49]. Les colonnes fonctionnent le plus souvent avec une vitesse allant de 60 à 80 % au-dessus du point minimum de la zone de charge.[35].

Si la vitesse du gaz et du liquide est majorée d'environ 30 à 40 % par rapport aux conditions de charge, il arrive un moment où le mouvement ascendant du gaz bloque l'écoulement gravitaire du liquide, une partie s'accumulant au sommet de la colonne, c'est l'**engorgement**. L'engorgement est caractérisé par une croissance extrêmement rapide de la pression. Il est prudent d'adopter une vitesse de service  $G$  au maximum égale à 60 ou 70 % de la valeur de l'engorgement [35], la figure IV.7 présente l'évolution de la perte de charge en fonction du débit gazeux.



**FIG IV.7 : Evolution de la perte de charge en fonction des débits gazeux pour un débit liquide constant dans une colonne à garnissage**

#### IV.6.2 - DIMENSIONNEMENT DE LA COLONNE

##### IV.6.2.1 - DONNEES DE BASE

Pour un nombre d'étages théoriques de  $n_t = 3$ , par le biais de la simulation, nous obtenons :

	Sommet de colonne	Fond de colonne
Débit vapeur (kg/hr)	248.75	256.14
Débit liquide (kg/hr)	149.07	230.52
Densité vapeur ( $\text{kg/m}^3$ )	2.6	2.9
Densité liquide ( $\text{kg/m}^3$ )	557.1	559.6

##### IV.6.2.2 - ETAPES DE CALCUL

###### 1 - Détermination du diamètre de la colonne D

Pour une distillation atmosphérique, la perte de charge se situe entre 4.2 et 8.3 cm d'eau par mètre (0.5 et 1 inches d'eau par foot). En choisissant une perte de charge minimale de 0.5 inches, et en utilisant la figure 9-13b [35], nous obtenons :

$$S = \frac{(W_V^2) \cdot (\kappa) \cdot (\mu_L^{0.1})}{(A^2) \cdot (\rho_V) \cdot (\rho_L - \rho_V) \cdot (g)} \quad (\text{IV.40})$$

$$S = 0.053$$

$$\text{avec } \frac{W_L}{W_V} \sqrt{\frac{\rho_V}{(\rho_L - \rho_V)}} = 0.0648$$

- κ coefficient spécifique au garnissage utilisé pour les anneaux Raschig  
κ = 1000 ( tableau 9-23A [35] ),
- μ viscosité moyenne du liquide entre le sommet et le fond de colonne  
μ = 0.171 cP,
- W<sub>V</sub> débit massique vapeur en sommet de colonne,
- W<sub>L</sub> débit massique liquide en bas de colonne,
- ρ<sub>v</sub>, ρ<sub>L</sub> densité moyenne de la vapeur et du liquide respectivement entre le  
sommet et le fond de colonne,
- A section de la colonne.

$$A = 0.124 \text{ m}^2 \quad (\text{voir équation (IV.40)})$$

$$\text{d'où } D = \sqrt{\frac{4.A}{\pi}}$$

$$D = 39.76 \times 10^{-2} \text{ m} \approx 40 \text{ cm.}$$

### 2 - Détermination du point de l'engorgement S<sub>E</sub>

Pour des anneaux Rashig empilés en vrac, nous lisons sur la figure 9.13b [35], le point de l'engorgement : S<sub>E</sub> = 0.125

La vitesse représente  $\frac{S}{S_E} \times 100 = 42.40 \%$  de la vitesse de l'engorgement (inférieure à 60 %).

### 3 - Détermination du point de charge S<sub>C</sub>

A partir de la figure 9.13b [35], nous lisons le point de charge : S<sub>C</sub> = 0.085.

La vitesse représente  $\frac{S_C}{S} \times 100 = 71.75 \%$  de la vitesse de charge (supérieure à 60 %).

### 4 - Calcul de la hauteur du garnissage G et de la colonne L

L'expression donnant la HEPT (Hauteur Equivalente à un Plateau Théorique) selon Murch [35] est la suivante :

$$\text{HEPT} = K_1 \cdot W_V^{K_2} \cdot D^{K_3} \cdot G^{1/3} \cdot (\alpha_{lh} \cdot \mu_L / \rho_L) \quad (\text{IV.41})$$

avec  $K_1, K_2, K_3$  constantes liées au garnissage utilisé. Pour des anneaux Rashig de diamètre  $d = 3/8$  in, nous obtenons à partir du tableau 9-35 [35];

$$K_1 = 2.10, K_2 = -0.37, K_3 = 1.24,$$

$W_V$  vitesse massique de la vapeur,  $W_V = W_V/A = 2006.05 \text{ kg/hr.m}^2$ ,

$G$  hauteur du garnissage,

$\alpha_{lh}$  volatilité relative de la clé légère par rapport à la clé lourde

$$\alpha_{lh} = 21.18,$$

Nous supposons  $G = 16 \text{ ft} = 4.88 \text{ m}$ , en remplaçant dans l'équation (IV.41)

$$\text{HEPT} = 5.32 \text{ ft} = 1.62 \text{ m}.$$

La hauteur du garnissage nécessaire est

$$G (\text{calculé}) = (n_t) \cdot (\text{HEPT})$$

$$G (\text{calculé}) = 4.86 \text{ m}$$

Puisque  $G$  (calculé) est inférieure à  $G$  (supposé), donc le dimensionnement est correct.

$$G \approx 16 \text{ ft} = 4.88 \text{ m}.$$

Pour une hauteur supplémentaire de 2 ft (hauteur nécessaire aux distributeurs et supports)[35], la hauteur totale de la colonne :

$$L = 16 + 2$$

$$L = 18 \text{ ft} = 5.48 \text{ m}.$$

### 5 - Calcul de la perte de charge dans la colonne $\Delta P_t$

- La perte de charge dans le lit :  $\Delta P_{lit} = 0.5 \cdot G = 8 \text{ in d'eau}$ .
- La perte de charge dans le distributeur : pour un distributeur intermédiaire séparant la zone de rectification et la zone d'épuisement, ainsi qu'un support de garnissage :

$$\Delta P_p = (\Delta P_x) \cdot x = 0.8 \text{ in d'eau}.$$

avec  $x$  nombre de distributeurs et de supports de garnissage,  $x = 2$ ,

$\Delta P_x$  perte de charge par distributeur, égale à 0.4 inches d'eau. selon la figure 9-21[35].

$$\Delta P_t = \Delta P_{lit} + \Delta P_p$$

$$\Delta P_t = 8.8 \text{ in d'eau} = 0.02 \text{ bar}$$

## 6 - Détermination de la rétention du liquide $H_r$ dans la colonne et de la charge maximale exercée sur le support $M_{max}$

### 6.1 - rétention de l'eau

Selon Leva, la rétention de l'eau dans une colonne garnie est donnée par :

$$H_{r_w} = 0.0004 \left( \frac{0.2048 W'_L}{(dp' / 0.0254)} \right)^{0.6} \quad (IV.42)$$

avec  $dp'$  diamètre équivalent du garnissage utilisé, pour des anneaux Rashig en céramique de diamètre nominal 3/8 in,  $dp' = 0.35 \text{ in} = 0.889 \text{ cm}$  (obtenu à partir du tableau 9-1[35]).

$$W'_L = \frac{W_L}{A} = 1860 \text{ kg/hr.m}^2.$$

$$H_{r_w} = 0.026 \text{ m}^3 \text{ (volume d'eau) / m}^3 \text{ (volume de colonne)}$$

### 6.2 - rétention du liquide dans la colonne

A partir de la figure 9-28B [35], nous obtenons pour la tension superficielle, un facteur correctif de 0.35 (avec T.S = 26 dynes/cm).

A partir de la figure 9-28C [35], nous obtenons pour la densité, un facteur correctif de 1.5.

A partir de la figure 9-28D [35], nous obtenons pour la viscosité, un facteur correctif de 0.9.

De ce fait la rétention du liquide est :

$$H_r = H_{r_w} \cdot (1.5) \cdot (0.35) \cdot (0.9)$$

$$H_r = 1.26 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{m}^3$$



### 6.3 - Charge maximale au point de l'engorgement

Selon le tableau 9-1[35], la fraction de vide pour des anneaux Rashig de diamètre nominal 3/8 in, est de 0.67.

Au point de l'engorgement, la masse de liquide  $M_L$  est égale à :

$$M_L = (\rho_L).(A).(L).(0.67) \quad (IV.43)$$

$$M_L = 226.25 \text{ kg.}$$

La masse de garnissage sec est de  $M_{sec}$  est donnée par :

$$M_{sec} = (\rho_{ga}).(A).(L)$$

avec  $\rho_{ga}$  masse volumique du garnissage utilisé,  $\rho_{ga} = 61 \text{ lb/cu.ft} = 977.22 \text{ kg/m}^3$

$$M_{sec} = 591.03 \text{ kg.}$$

La charge maximale est de  $M_{sec} + M_L \approx 817.38 \text{ kg.}$

En utilisant un facteur de sécurité de 10 %, la charge maximale exercée sur le support de garnissage est :

$$M_{max} = 899.72 \text{ kg.}$$

## IV.7 - DIMENSIONNEMENT DU BALLON DE REFLUX DE LA COLONNE

### IV.7.1 - DONNEES DE BASE

- Temps de séjour  $t_S = 5 \text{ mn.}$

- Débit volumique  $\phi = 1.16 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s.}$

### IV.7.2 - ETAPES DE CALCUL

1 - Calcul du diamètre interne  $D$  et de la longueur  $L$  du ballon horizontal

Pour un ballon horizontal :  $L = 3D$

Le volume du ballon  $V$  :

$$V = (\phi).(t_S \times 60) = 34.80 \times 10^{-3} \text{ m}^3.$$

$$\text{aussi : } V = \left( \frac{\pi D^2}{4} \right) (3D) \quad (IV.44)$$

$$\text{d'où } D = \left( \frac{4V}{3\pi} \right)^{1/3}$$

$$D = 0.25 \text{ m}$$

et

$$L = 0.76 \text{ m}$$

## 2 - Calcul des épaisseurs selon le code ASME-SECTION VII div-1

- Virole cylindrique :  $e = 5 \text{ mm}$ . (voir équation IV.12 )
- Fonds plats :  $e = 5 \text{ mm}$ . (voir équation IV.38 )

## 3 - Calcul du poids du ballon M

$$M = 27.5 \text{ kg.} \quad (\text{voir équation IV.39})$$

# IV.8 - ECHANGEURS DE CHALEUR

## IV.8.1 - NOTIONS THEORIQUES

Une grande part (90 %) de l'énergie thermique utilisée dans les procédés industriels transite au moins une fois par un échangeur de chaleur, aussi bien dans les procédés eux-mêmes que dans les systèmes de récupération de l'énergie thermique de ces procédés [49].

L'échangeur de chaleur est un des instruments clé du thermicien et de l'énergéticien, dans lequel un fluide chaud circule depuis une entrée de l'échangeur jusqu'à sa sortie en transférant une partie de son enthalpie à un fluide froid qui lui aussi circule entre une entrée et une sortie distinctes de celles du fluide chaud.

Le dimensionnement thermique dans une installation industrielle commence tout d'abord, par la sélection du type d'échangeur adapté au problème posé, puis vient la phase de dimensionnement thermique proprement dite; elle est destinée à fixer par calcul la surface d'échange nécessaire au transfert de puissance entre les fluides considérés [50].

### IV.8.1.1 - ECHANGEURS FAISCEAUX-CALANDRE

Ce sont les échangeurs les plus répandus dans les installations chimiques. L'appareil est constitué par un faisceau de tubes montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes. Le faisceau est logé dans une calandre, munie de tubulures d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'extérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes [49].

Tout les éléments entrant dans la construction des échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation publiée par la T.E.M.A (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association,). La longueur minimale de ces échangeurs est de 8 feet (2.43 m) [33,50].

#### ***IV.8.1.2 - CONDENSEURS***

Le but de ces échangeurs est de condenser une vapeur à l'aide d'un fluide réfrigérant. Un condenseur nécessite un liquide de refroidissement abondant et bon marché et, pour cela, on utilise principalement de l'eau et parfois de l'air [51].

Les condenseurs sont toujours des appareils à calandre et faisceau tubulaire, construits selon les mêmes plans que les échangeurs, de sorte que toutes les caractéristiques géométriques de ces derniers resteront valables. L'étude du transfert thermique en condensation est très compliqué en raison des interactions multiples de plusieurs paramètres, selon que la condensation ait lieu à l'intérieur ou à l'extérieur des tubes, ou que la vapeur à condenser soit simple ou complexe [42].

Un fluide en condensation est prévu à l'intérieur des tubes s'il est sous basse pression, s'il contient des traces de composants dont on veut minimiser les pertes, ou bien si on veut éviter une dépense de calandre en matériau dont le coût est élevé (tel que l'acier inoxydable). Toutefois, l'eau de refroidissement circulant dans la calandre peut causer des phénomènes d'encrassement, d'où la nécessité de pouvoir démonter le faisceau pour nettoyage mécanique [50].

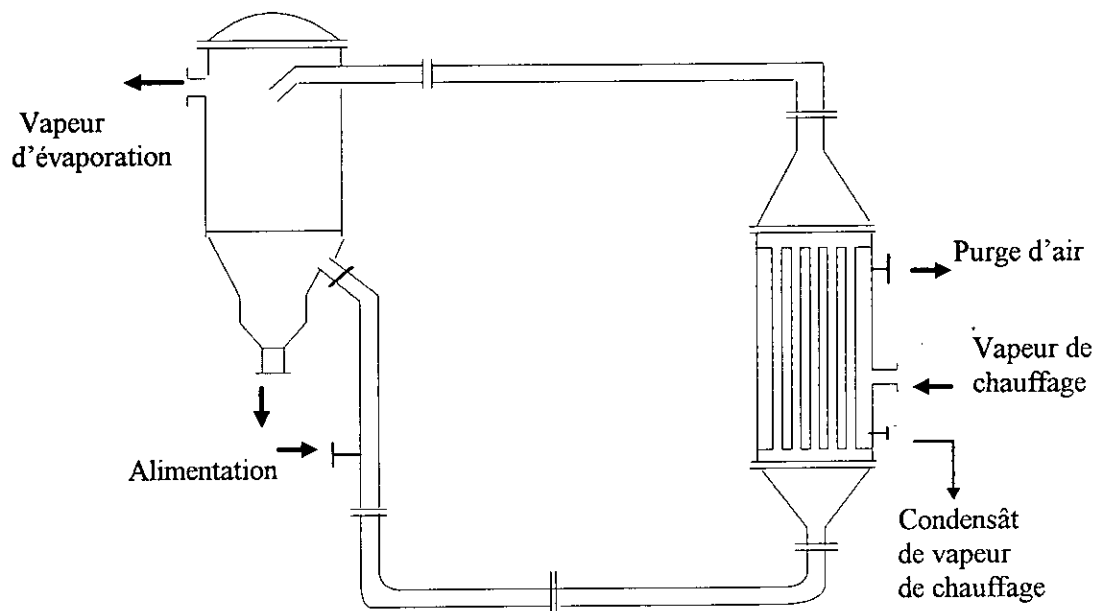
#### ***IV.8.1.3 - EVAPORATEURS***

L'évaporateur est l'appareil, ou l'ensemble d'appareils, destinés à réaliser l'évaporation, c'est à dire le passage de tout ou une partie d'un liquide à l'état de vapeur.

L'évaporation peut être utilisée comme moyen de concentration. Le solvant vaporisé est le plus souvent de l'eau. Le moyen de chauffage le plus usité est la vapeur d'eau, que l'on récupère, en fin d'opération, sous forme de condensât.

### IV.8.1.3.1 - EVAPORATION A L'INTERIEUR DES TUBES

Les évaporateurs à tubes verticaux longs sont les plus utilisés en industrie en raison de la simplicité de leur construction et de leur coût relativement bas. Toutefois, la circulation dans l'appareil exige une hauteur hydrostatique permettant de vaincre les pertes de charge dans l'évaporateur. Pour des taux de vaporisation élevés, l'évaporateur est équipé d'une tuyauterie extérieure de recyclage de solution pour fonctionner en **thermosiphon** [34].



**FIG IV.8 : Evaporateur à tubes verticaux longs**

### IV.8.1.3.2 - EVAPORATION A L'EXTERIEUR DES TUBES

Les évaporateurs horizontaux les plus répandus sont de type Kettle, ou K dans la dénomination TEMA (voir figure IV.9 en annexe 6). Ils sont utilisés lorsque le taux de vaporisation est élevé et quand le liquide à vaporiser est propre et ne contient pas de matières dissoutes. Le diamètre de la calandre est grand comparé à celui du faisceau tubulaire. Et ce afin d'assurer au-dessus du niveau liquide une zone de désengagement de la vapeur et éviter ainsi, l'entraînement du liquide.

La perte de charge dans ces rebouilleur est très faible, de plus le niveau du liquide dans le rebouilleur est pratiquement le même que celui du fond de colonne; une très faible charge hydrostatique suffit alors pour faire circuler le liquide [49,51].

**IV.8.2 - DIMENSIONNEMENT DES PRINCIPAUX ECHANGEURS****IV.8.2.1 - DIMENSIONNEMENT DU CONDENSEUR DE TETE DE****L'EXTRACTEUR (C-1)****IV.8.2.1.1 - DONNEES DE BASE**

- Quantité de chaleur échangée  $Q = 612063.41$  kcal/hr.
- Quantité de chaleur nécessaire à la désurchauffe des vapeurs  $Q_V = 3910.96$  kcal/hr.
- Quantité de chaleur nécessaire à la condensation  $Q_C = 525486.80$  kcal/hr.
- Quantité de chaleur nécessaire au refroidissement du condensât  
 $Q_L = 82665.65$  kcal/hr.

**• Côté calandre**

- Nature du fluide : eau de refroidissement.
- Température d'entrée  $t_e = 20$  °C.
- Chaleur spécifique  $C_{p_{eau}} = 1.149$  kcal/kg °C.
- Débit massique  $W_{eau} = 8000$  kg/hr.

**• Côté tube**

- Nature du fluide : vapeurs de tête.
- Température d'entrée  $T_1 = 118$  °C.
- Température de sortie  $T_2 = 25$  °C.
- Débit massique de la phase organique  $W_1 = 2.82$  kg/hr.
- Débit massique de la phase aqueuse  $W_2 = 980$  kg/hr.

**• Caractéristique du condenseur**

- Diamètre interne des tubes  $d_{in} = 0.532$  in = 1.35 cm.
- Diamètre externe des tubes  $d_{ex} = 0.750$  in = 1.90 cm (de désignation 12 B.W.G).
- Pas carré de tube  $p = 1$  in = 2.54 cm (à partir du tableau 10-22 [50]).
- Nombres de passes côté tube  $N_p = 2$ .
- Longueur de tubes  $L = 8$  ft = 2.43 m.

- Espacement entre chicanes  $B = 12 \text{ cm}$ .

#### IV.8.2.1.2 - ETAPES DE CALCUL

1 - Estimation de la température de sortie de l'eau de refroidissement  $t_s$

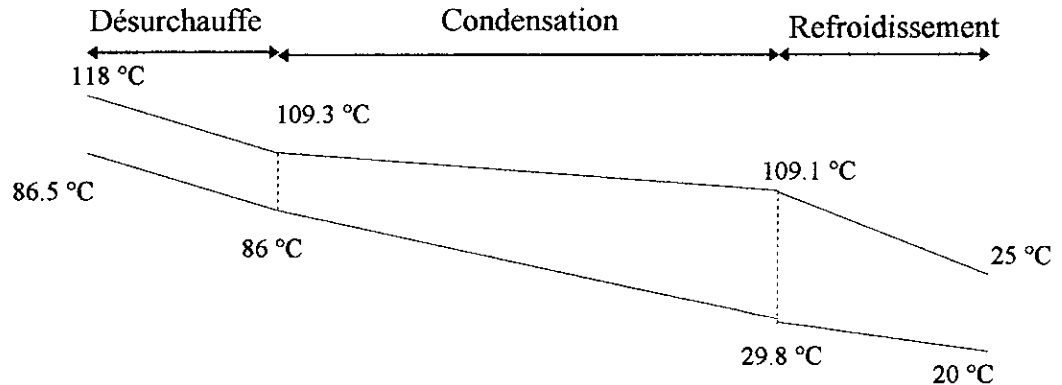
$$t_s = t_e + \frac{Q}{C_{p_{\text{eau}}} W_{\text{eau}}}$$

$$t_s = 86.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

2 - Détermination de différence de températures moyenne (DTLM)

L'étude de l'évolution de la charge thermique en fonction de l'abaissement de température dans le condenseur a lieu en trois étapes :

- 1- de  $118 \text{ } ^\circ\text{C}$  à  $109.3 \text{ } ^\circ\text{C}$  : zone de désurchauffe des vapeurs de tête,
- 2- de  $109.3 \text{ } ^\circ\text{C}$  à  $109.1 \text{ } ^\circ\text{C}$  : zone de condensation mixte : hydrocarbures + eau,
- 3- de  $109.1 \text{ } ^\circ\text{C}$  à  $25 \text{ } ^\circ\text{C}$  : zone de refroidissement du condensât total.



**FIG IV.10** : Profil de température dans le condenseur (C-1)

##### 2.1 - Zone de désurchauffe

La température  $t$  de l'eau de refroidissement au point de rosée des vapeurs ( $109.3 \text{ } ^\circ\text{C}$ )

$$t = t_s - \frac{Q_v}{C_{p_{\text{eau}}} W_{\text{eau}}}, t = 86 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

L'expression qui donne la DTLM est :

$$DTLM = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}} \quad (\text{IV.45})$$

avec  $t_2 = t_1 + \Delta t$ ,

$$T_1 = T_2 + \Delta T.$$

d'où  $DTLM_1 = 27.5 \text{ }^\circ\text{C}$ .

A partir des figures 10-30 [50], nous obtenons un facteur correctif  $\theta$ , ce facteur est fonction des paramètres  $\beta$  et  $v$ , avec  $\beta = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$  et  $v = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$ .

d'où  $\theta = 1$  et  $DTLM_1(\text{corrigée}) = 27.5 \text{ }^\circ\text{C}$ .

## 2.2 - Zone de condensation

$DTLM_2(\text{corrigée}) = 56.2 \text{ }^\circ\text{C}$ . (voir étape 2.1, même chapitre).

## 2.3 - Zone de refroidissement du condensât

La température  $t$  de l'eau de refroidissement au point de bulle du mélange eau + huile essentielle ( $109.1 \text{ }^\circ\text{C}$ ) est :

$$t = t_e + \frac{Q_L}{C_{p\text{eau}} \cdot W_{\text{eau}}}, t = 29.8 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$DTLM_3(\text{corrigée}) = 24.1 \text{ }^\circ\text{C}$ . (voir étape 2.1, même chapitre).

## 3 - Détermination de la surface installée $A_0$ et du nombre de tubes $Nt$

A partir du tableau 10-14 [34] nous avons :

- pour la section de désurchauffe des vapeurs  $U_1 = 550 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{ }^\circ\text{C}$
- pour la section de condensation  $U_2 = 450 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{ }^\circ\text{C}$
- pour la section de refroidissement du condensât  $U_3 = 750 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{ }^\circ\text{C}$ .

$$A_0 = \frac{Q_v}{U_1 DTLM_1} + \frac{Q_c}{U_2 DTLM_2} + \frac{Q_L}{U_3 DTLM_3} \quad (\text{IV.46})$$

$$A_0 = 24.67 \text{ m}^2.$$

$$Nt = \frac{A}{\pi \cdot d_{ex} \cdot L} \quad (\text{IV.47})$$

$$Nt = 170 \text{ tubes.}$$

#### 4 - Diamètre de la calandre $D_{ca}$

A partir du tableau 10-8 [50], nous obtenons un diamètre de calandre  $D_{ca} = 54 \times 10^{-2} \text{ m}$ , cette valeur correspond à un nombre de tubes  $Nt = 172$ , la nouvelle longueur des tubes est alors  $L = 2.4 \text{ m}$ .

#### 5 - Calcul du coefficient de film $h_v$ pour la désurchauffe des vapeurs

Les propriétés physique des vapeurs sont évaluées à la température moyenne  $T_m$

$$T_m = \frac{118 + 109.3}{2} = 113.6 \text{ }^\circ\text{C}.$$

$$\mu_v = 1.293 \times 10^{-2} \text{ cP}$$

$$C_{p_v} = 4.585 \times 10^{-1} \text{ kcal /kg.}^\circ\text{C}$$

$$\lambda_v = 2.213 \times 10^{-2} \text{ kcal.m /hr. m}^2$$

$$\rho_v = 7.9 \times 10^{-1} \text{ kg/m}^3$$

$$Re = \frac{d_{in} \cdot (W)}{(3.6\mu) \cdot a_t} \quad (\text{IV.48})$$

$$\text{avec } a_t = \frac{Nt}{Np} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (d_{in})^2, \quad (\text{IV.49})$$

$$a_t = 1.23 \times 10^{-2} \text{ m}^2,$$

$$W = W_1 + W_2,$$

$$\mu = \mu_v,$$

$$\text{d'où } Re = 37765.$$



En utilisant la corrélation de Kern [50] :

$$h_v = J_H \cdot \frac{\lambda}{d_{in}} \cdot \left( \frac{C_p \cdot (3.6 \cdot \mu)}{\lambda} \right)^{1/3} \quad (\text{IV.50})$$

avec  $C_p = C_{p_v}$ ,

$$\lambda = \lambda_v,$$

$$\mu = \mu_v,$$

$J_H = 205$  (obtenu à partir de la figure 10-38 [50]).

$$h_v = 332.0 \text{ kcal/hr.m}^2.$$

### 6 - Calcul du coefficient de film pour la condensation de l'huile essentielle $h_{C1}$

Les propriétés physiques de l'huile essentielle sont évaluées à la température moyenne  $T_m$

$$T_m = \frac{109.3 + 109.1}{2} = 109.2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\mu_{L1} = 5.150 \times 10^{-1} \text{ cP,}$$

$$C_{pL1} = 5.869 \times 10^{-1} \text{ kcal/kg }^\circ\text{C,}$$

$$\lambda_{L1} = 0.104 \text{ kcal/hr.m,}$$

$$\rho_{L1} = 694.3 \text{ kg/m}^3.$$

On suppose que 85 % de la longueur est utilisée pour la condensation, le débit par unité de longueur de tube et par passe est donné par :

$$W_1 = \frac{W}{0.5 \cdot L' \cdot N_t} \quad (\text{IV.51})$$

avec  $L' = 0.85L$ ,

$$W = W_1.$$

d'où  $W_1 = 8.04 \times 10^{-3} \text{ kg/hr.m.}$

En utilisant la corrélation Colburn [50] :

$$h_{C1} = 0.945 \cdot \left[ \frac{(\lambda_{L1})^3 \cdot (\rho_{L1})^2 \cdot (3600^2 \cdot g)}{(3.6 \mu_{L1}) \cdot W_1} \right]^{1/3} \quad (\text{IV.52})$$

$$h_{C1} = 16657.05 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C.}$$

### 7 - Calcul du coefficient de film global pour la zone de condensation $h_C$

Le coefficient de film global pour un mélange liquide immiscible est donné

par [52] :

$$h = h_1 \left[ 1 + \frac{W_2}{W_1 + W_2} \right] \quad (\text{IV.53})$$

avec  $h$  coefficient de film du mélange immiscible,

$h_1$  coefficient de film de la phase organique.

d'où 
$$h_C = 33266.23 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C.}$$

### 8 - Calcul du coefficient de film pour le refroidissement du condensât huile essentielle $h_{L1}$

Nous supposons que 14 % de la longueur du tube est utilisée pour la zone de refroidissement du liquide.

Les propriétés physiques de l'huile essentielle sont évaluées à la température

moyenne 
$$T_m = \frac{109.1 + 25}{2} = 67.1 \text{ °C}$$

$$\mu_{L1} = 6.170 \times 10^{-1} \text{ cP,}$$

$$C_{pL1} = 0.553 \text{ kcal/kg.°C,}$$

$$\lambda_{L1} = 0.112 \text{ kcal /hr.m,}$$

$$\rho_{L1} = 712.69 \text{ kg/m}^3.$$

$$h_{L1} = 464.49 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C.} \quad (\text{voir équation IV.50})$$

avec  $J_H = 25.2$  (obtenu à partir de la figure 10-38 [50]).

### 9 - Calcul de coefficient de film global pour la zone de refroidissement du condensât total $h_L$

$$h_L = 927.90 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C.} \quad (\text{voir équation IV.53})$$

### 10 - Diamètre équivalent $d_{eq}$ et aire de passage $a_{pas}$

En choisissant un espacement entre chicanes de 6 in (15.2 cm), le diamètre équivalent de la calandre est  $d_{eq} = 3.48$  cm (obtenu à partir du tableau 10-22 [50]).

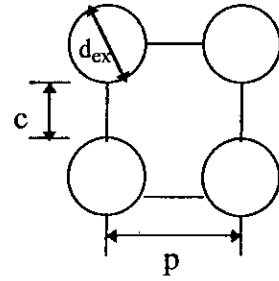
L'aire de passage est donnée par l'expression :

$$a_{pas} = \frac{(D_{ca}) \cdot (c) \cdot (B)}{p} \times 10^{-4} \quad (IV.54)$$

avec  $c$  distance minimale de passage.

$$c = p - d_{ex} = 0.63 \text{ cm}$$

$$a_{pas} = 1.64 \times 10^{-2} \text{ m}^2$$



### 11 - Calcul du coefficient de film côté calandre $h_{ca}$

Les propriétés physiques de l'eau sont évaluées à la température moyenne

$$T_m = \frac{20 + 96.5}{2} = 53.3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\mu_{eau} = 5.541 \times 10^{-1} \text{ cP}$$

$$C_{peau} = 1.149 \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\lambda_{eau} = 0.551 \text{ kcal/hr} \cdot \text{m} \cdot ^\circ\text{C}$$

$$\rho_{eau} = 739.4 \text{ kg/m}^3$$

$$Re = \frac{W \cdot d_{eq}}{(3.6\mu) \cdot a_{pas}} \quad (IV.55)$$

avec  $W = W_{eau}$ ,

$$\mu = \mu_{eau}$$

d'où  $Re = 8512$

En utilisant la figure 10-48[50], nous obtenons

$$h_{ca} = 4583.23 \text{ kcal/hr} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \quad (\text{voir équation IV.50})$$

**12 - Calcul de la perte de charge côté tube  $\Delta P_t$** **12.1 - Calcul de la perte de charge dans la zone de refroidissement des vapeurs**

$$\Delta P_v$$

On suppose que 1 % de la longueur du tube est utilisée pour la zone de désurchauffe.

L'expression qui donne la perte de charge dans les tubes est, selon Kern [50] :

$$\Delta P_v = \frac{f \cdot (W / 3600)^2 \cdot L'}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot d_{in} \cdot a_t^2} \quad (IV.56)$$

avec  $f$  facteur de friction,  $f = 0.026$  (obtenu à partir de la figure 10-121 [50]),

$$\rho = \rho_v,$$

$$W = W_1 + W_2,$$

$$L' = 0.01L.$$

d'où  $\Delta p_v = 1.75 \text{ Pa} = 1.75 \times 10^{-5} \text{ bar.}$

**12.2 - Calcul de la perte de charge dans la zone de condensation  $\Delta P_c$** 

Selon Kern [50] :

$$\Delta P_c = \frac{f \cdot (W / 3600)^2 \cdot L'}{4 \cdot g \cdot \rho_v \cdot d_{in} \cdot a_t^2} \quad (IV.57)$$

$\Delta P_c = 210.62 \text{ Pa} = 2.11 \times 10^{-3} \text{ bar.}$

**12.3 - Calcul de la perte de charge dans la zone de refroidissement du liquide**

$$\Delta P_L$$

$$\Delta P_{L1} = 1.27 \times 10^{-3} \text{ Pa} = 1.27 \times 10^{-7} \text{ bar.}$$

$$\Delta P_{L2} = 0.141 \text{ Pa} = 1.41 \times 10^{-6} \text{ bar. (voir étape 12.1, même chapitre)}$$

avec indice L1 pour la phase organique,

indice L2 pour la phase aqueuse.

$\Delta P_L = \Delta P_{L1} + \Delta P_{L2} = 1.42 \times 10^{-6} \text{ bar}$

d'où  $\Delta P_t = \Delta P_v + \Delta P_c + \Delta P_L$

$$\Delta P_t = 212.51 \text{ Pa} = 2.12 \times 10^{-3} \text{ bar.}$$

### 13 - Calcul de la perte de charge côté calandre $\Delta P_{ca}$

#### 13.1 - Perte de charge dans le corps de la calandre $\Delta P_{ca1}$

La perte de charge est obtenue, selon Kern [50], par l'expression :

$$\Delta P_{ca1} = \frac{f \cdot (W / 3600)^2 \cdot D_{ca} (Nc + 1)}{2g \cdot \rho \cdot d_{eq} \cdot a \text{ pas}^2} \quad (\text{IV.58})$$

avec  $Nc$  nombre de chicanes,  $Nc + 1 = \frac{L}{B} \times 100 = 20$

$f = 0.331$ , à partir de la figure 10-124 [50],

$W = W_{eau}$ ,

$\rho = \rho_{eau}$ .

d'où 
$$\Delta P_{ca1} = 125 \, 43 \text{ Pa} = 1.25 \times 10^{-3} \text{ bar.}$$

#### 13.2 - Perte de charge aux sections d'entrée $\Delta P_e$ et de sortie $\Delta P_s$ de la calandre

A partir du tableau 10-23 [50], la vitesse maximale de l'eau à l'entrée de l'échangeur est fixée à 2.43 m/s.

Selon [52] :

$$\Delta P_e = 1.1 \frac{v^2}{2 \cdot g} \cdot \rho \quad (\text{IV.59})$$

avec  $\rho = \rho_{eau} = 995.5 \text{ kg/m}^3$  à l'entrée,

$v = 1.82 \text{ m/s}$  (obtenue à partir de la figure 10-57 [50])

d'où 
$$\Delta P_e = 1.42 \times 10^{-3} \text{ bar.}$$

$$\Delta P_s = 0.8 \frac{v^2}{2 \cdot g} \cdot \rho \quad (\text{IV.60})$$

avec  $\rho = \rho_{eau} = 967.0 \text{ kg/m}^3$  à la sortie.

d'où 
$$\Delta P_s = 6.266 \times 10^{-3} \text{ bar.}$$

$$\Delta P_{ca} = \Delta P_{ca1} + \Delta P_e + \Delta P_s$$

$$\Delta P_{ca} = 8.94 \times 10^{-3} \text{ bar.}$$

#### 14 - Calcul de la surface d'échange A

Selon le tableau 10-3 [50], nous avons :

- La résistance d'encrassement (côté tube)  $r_1 = 2.048 \times 10^{-4} \text{ (kcal/hr.m}^2\text{.}^\circ\text{C)}^{-1}$ ,
- La résistance d'encrassement (côté calandre)  $r_2 = 3.072 \times 10^{-4} \text{ (kcal/hr.m}^2\text{.}^\circ\text{C)}^{-1}$ ,
- La conductivité thermique du tube d'acier inoxydable (ASTM A376 TP304) est  $\lambda_p = 14.87 \text{ kcal/hr.m.}^\circ\text{C}$ .

La résistance du tube d'acier inoxydable :

$$r_p = \frac{d_{ex} - d_{in}}{\lambda_p}$$

$$r_p = 3.72 \times 10^{-4} \text{ (kcal/hr.m}^2\text{.}^\circ\text{C)}^{-1}$$

##### 14.1 - Surface de désurchauffe des vapeurs $A_v$

L'expression du coefficient de chaleur est :

$$U_v = \frac{1}{\frac{1}{h} \frac{d_{ex}}{d_{in}} + r_p \frac{d_{ex}}{d_{in}} + FF + \frac{1}{h_{ca}}} \quad (\text{IV.61})$$

avec  $h = h_v$ ,

$$FF = r_1 + r_2.$$

$$U_v = 91.9 \text{ kcal/hr.m}^2\text{.}^\circ\text{C}$$

$$A_v = \frac{Q_v}{U_v \text{DTLM}_1}$$

$$A_v = 1.58 \text{ m}^2$$

##### 14.2 - Surface de condensation $A_c$

$$U_c = 778.4 \text{ kcal/hr.m}^2\text{.}^\circ\text{C} \quad (\text{voir équation IV.61})$$

$$A_C = \frac{Q_C - Q_{V2}}{U \cdot \text{DTLM}_2}$$

$$A_C = 14.06 \text{ m}^2.$$

#### 14.3 - Surface de refroidissement du condensât $A_L$

$$U_L = 856.6 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C} \quad (\text{voir équation IV.61})$$

$$A_L = \frac{Q_L}{U_L \text{DTLM}_3}$$

$$A_L = 5.03 \text{ m}^2.$$

#### 14.4 - Surface totale A

$$A = A_L + A_C + A_V$$

$$A = 20.68 \text{ m}^2.$$

Le facteur de sécurité  $F_s$  est :

$$F_s = \frac{A_0}{A} = 1.18 \quad (1.1 < F_s < 1.2 \text{ le dimensionnement est correct}).$$

### IV.8.2.2 - DIMENSIONNEMENT DU CONDENSEUR DE LA COLONNE DE SEPARATION PENTANE-HUILE ESSENTIELLE (C-3)

#### IV.8.2.2.1 - DONNEES DE BASE

- Quantité de chaleur nécessaire à la condensation  $Q_1 = 21580 \text{ kcal/hr}$ ,

- Quantité de la chaleur nécessaire au refroidissement du condensât

$$Q_2 = 1550 \text{ kcal/hr.}$$

#### • Côté calandre

- Nature du fluide                      vapeurs de tête.

- Température d'entrée               $T_1 = 36.1^\circ\text{C}$ .

- Température de sortie               $T_2 = 25^\circ\text{C}$ .

- Débit massique                       $W = 248.8 \text{ kg/hr}$ .

- **Côté tube**

- Nature du fluide                    eau.
- Température d'entrée             $t_1 = 20 \text{ °C}$ .
- Débit massique                     $W_{\text{eau}} = 1000 \text{ kg/hr}$ .
- Capacité calorifique             $C_{p_{\text{eau}}} = 0.997 \text{ kcal/kg.°C}$ .

- **Caractéristiques du condenseur**

- Diamètre interne des tubes       $d_{\text{in}} = 2.21 \text{ cm}$ .
- Diamètre externe des tubes       $d_{\text{ex}} = 2.54 \text{ cm}$  ( de désignation 16 B.W.G).
- Pas triangulaire de tube         $p = 3.17 \text{ cm}$  (obtenu à partir du tableau 10-22 [50]).
- Nombre de passes côté tube       $N_p = 2$ .
- Longueur de tubes                 $L = 2.43$ .
- Espacement entre chicanes       $B = 10 \text{ cm}$ .

#### IV.8.2.2.2 - ETAPES DE CALCUL

##### 1 - Estimation de l'élévation de température de l'eau

La température de sortie de l'eau à la fin de la zone de condensation  $t_2$  est

$$t_2 = t_1 + \frac{Q_1}{C_{p_{\text{eau}}} W_{\text{eau}}}, t_2 = 38.7 \text{ °C}.$$

La température de l'eau à la sortie du condenseur  $t_3$

$$t_3 = t_1 + \frac{Q_1 + Q_2}{C_{p_{\text{eau}}} W_{\text{eau}}}, t_3 = 40.5 \text{ °C}.$$

##### 2 - Calcul de la DTLM

Pour la zone de condensation,  $DTLM_1 = 9.3 \text{ °C}$

Pour la zone de refroidissement,  $DTLM_2 = 8.8 \text{ °C}$  (voir équation IV.45).

##### 3 - Calcul de la surface d'échange installée $A_0$

A partir du tableau 10-14 [34], nous obtenons :



- Pour la zone de condensation  $U_1 = 500 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}$ ,

- Pour la zone de refroidissement du condensât  $U_2 = 200 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}$ .

$$A_0 = \frac{Q_1}{U_1 \text{DTLM}_1} + \frac{Q_2}{U_2 \text{DTLM}_2} \quad (\text{IV.62})$$

$$A_0 = 10.05 \text{ m}^2$$

#### 4 - Nombre de tubes $N_t$ et diamètre de calandre $D_{ca}$

$N_t = 61$  tubes (voir équation IV.47)

A parti du tableau 10-8 [50] nous obtenons un diamètre de calandre  $D_{ca} = 33.65 \text{ cm}$ , correspondant à un nombre de tubes  $N_t = 62$  tubes.

#### 5 - Calcul du coefficient de film $h_1$ pour la zone de condensation

Nous supposons que la longueur réservée à la condensation représente 80 % de la longueur totale, soit  $L' = 1.94 \text{ m}$ ., le débit par unité de longueur est :

$$W' = \frac{W / N_p}{L' \cdot N_t^{2/3}} \quad (\text{IV.63})$$

$$W' = 4.33 \text{ kg/hr.m}$$

$$h_1 = 1269 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C} \quad (\text{obtenu à partir de la figure 10-59 [50]})$$

#### 6 - Calcul du coefficient de film pour la zone de refroidissement $h_2$

Le diamètre équivalent de la calandre  $d_{eq} = 18.30 \text{ cm}$  (obtenu à partir du tableau 10-22 [50]).

L'aire de passage  $a_{pas} = 0.043 \text{ m}^2$  (voir équation IV.54).

Le Reynolds  $Re = 262$  (voir équation IV.55)

avec  $\mu_L = 0.169 \text{ cP}$  à  $36.1 \text{ °C}$ .

Le coefficient de film  $h_2 = 53 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}$  (voir équation IV.50)

avec  $J_H = 6.2$  (obtenu à partir de la figure 10-47 [50])

**7 - Détermination du coefficient de film  $h_t$  côté tube**

Le débit volumique de l'eau est  $3.68 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$ , correspondant à une vitesse  $v = 0.152 \text{ m/s}$

avec  $a_t = 2.41 \times 10^{-4} \text{ m}^2$  (voir équation IV.49)

$$\boxed{h_t = 1316 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C.}} \quad (\text{obtenu à partir de la figure 10-42 [50]})$$

**8 - Calcul de la surface d'échange A****8.1 - Surface de condensation  $A_1$** 

$$\text{La résistance du tube : } r_p = \frac{d_{\text{ext}} - d_{\text{in}}}{\lambda_p} = 0.00048 \text{ (kcal/hr.m}^2.\text{°C)}^{-1}$$

$$\text{La résistance d'encrassement : } FF = 0.00050 \text{ (kcal/hr.m}^2.\text{°C)}^{-1} \text{ [50].}$$

$$U_1 = 358 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C} \quad (\text{voir équation IV.61})$$

$$A_1 = \frac{Q_1}{U_1 \cdot \text{DTLM}_1}$$

$$A_1 = 7.05 \text{ m}^2$$

**8.2 - Surface de refroidissement  $A_2$** 

$$U_2 = 95.5 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C} \quad (\text{voir équation IV.61})$$

$$A_2 = \frac{Q_2}{U_2 \cdot \text{DTLM}_2}$$

$$A_2 = 2.03 \text{ m}^2$$

$$A = A_1 + A_2$$

$$\boxed{A = 9.08 \text{ m}^2.}$$

Le facteur de sécurité  $F_s = \frac{A_0}{A} = 1.12$  (Dimensionnement correct)

**9 - Calcul de la perte de charge côté calandre  $\Delta P_{ca}$** **9.1 - Perte de charge dans la zone de condensation  $\Delta P_{ca1}$** 

L'expression de la perte de charge, selon Kern [50], est :

$$\Delta P_{ca1} = \frac{f \cdot (W / 3600)^2 \cdot D_{ca} (Nc + 1)}{4 \cdot g \cdot \rho \cdot d_{eq} \cdot a_{pas}^2} \quad (\text{IV.64})$$

$$\Delta P_{ca1} = 0.975 \text{ Pa} = 9.75 \times 10^{-6} \text{ bar.}$$

avec  $\mu_v = 7.741 \times 10^{-3} \text{ cP}$ ,

$$N_c + 1 = 100.L/B = 24 \text{ chicanes,}$$

$$f = 0.288 \text{ (obtenu à partir de la figure 10-124 [50]).}$$

### 9.2 - Perte de charge dans la zone de refroidissement $\Delta P_{ca2}$

$$\Delta P_{ca2} = 0.03 \text{ Pa} = 3.00 \times 10^{-7} \text{ bar (voir équation IV.58)}$$

avec  $f = 0.790$  (obtenu à partir de la figure 10-124 [50])

### 9.3 - Perte de charge aux sections d'entrée $\Delta P_e$ et de sortie $\Delta P_s$ de la calandre

La vitesse d'écoulement à l'entrée de la calandre est  $v = 0.91 \text{ m/s}$  (obtenue à partir de la figure 10-57 [50]).

$$\Delta P_e = 2.67 \times 10^{-4} \text{ bar (voir équation IV.59)}$$

$$\Delta P_s = 1.95 \times 10^{-4} \text{ bar (voir équation IV.60)}$$

La perte de charge totale :

$$\Delta P_{ca} = \Delta P_{ca1} + \Delta P_{ca2} + \Delta P_e + \Delta P_s$$

$$\Delta P_{ca} = 47.10 \text{ Pa} = 4.71 \times 10^{-4} \text{ bar.}$$

## IV.8.2.3 - DIMENSIONNEMENT DU REBOUILLEUR DE LA COLONNE DE SEPARATION PENTANE-HUILE ESSENTIELLE (R-10)

### IV.8.2.3.1 - DONNEES DE BASE

Quantité de chaleur échangée  $Q = 2.321 \times 10^4 \text{ kcal/hr.}$

#### • Côté calandre

- Débit entrée liquide  $W_L = 230.52 \text{ kg/hr.}$

- Débit sortie vapeur  $W_V = 227.30 \text{ kg/hr.}$

- Température d'entrée  $t_1 = 36.3 \text{ °C.}$

- Température de sortie  $t_2 = 71.2 \text{ °C.}$

- Pression opératoire  $P = 1 \text{ atm} = 1.013 \text{ bar}$ .

• **Côté tube**

- Débit entrée vapeur d'eau  $W = 45 \text{ kg/hr}$ .

- Débit sortie eau  $W = 45 \text{ kg/hr}$ .

- Pression  $P = 1.98 \text{ bar}$ .

- Température d'entrée  $T_1 = 119.5 \text{ }^\circ\text{C}$ .

- Température de sortie  $T_2 = 119.5 \text{ }^\circ\text{C}$ .

• **Caractéristiques du rebouilleur**

- Diamètre intérieur des tubes  $d_{ex} = 3/4 \text{ in} = 1.90 \text{ cm}$ .

- Diamètre extérieur des tubes  $d_{in} = 0.620 \text{ in} = 1.57 \text{ cm}$  (désignation 16 B.W.G).

- Longueur de tubes  $L = 2.43 \text{ m}$ .

**IV.8.2.3.2 - ETAPES DE CALCUL**

**1 - Calcul de la DTLM**

La variation de la charge thermique en fonction de la température dans la zone de vaporisation n'est pas linéaire, ceci nécessite la décomposition de l'intervalle entre la température de rosée et de bulle du mélange (voir tableau IV-2). La différence de température moyenne est calculée, selon [46], par l'expression suivante :

$$DTLM = \frac{Q}{\sum \frac{q}{\Delta T}} \quad (\text{IV.65})$$

$$\boxed{DTLM = 78.7 \text{ }^\circ\text{C}}$$

**2 - Calcul de la surface installée  $A_0$**

A partir du tableau 10-25 [50], nous obtenons  $\frac{Q}{A} = 32540.4 \text{ kcal/hr.m}^2$ .

$$A_0 = Q / \left( \frac{Q}{A} \right)$$

$$\boxed{A_0 = 0.713 \text{ m}^2}$$

**Tableau IV.2 : Variation de la charge thermique en fonction de la température**

Q (kcal/hr)	t (°C)	q (kcal/hr)	$\Delta T$ (°C) (calandre-tube)
0	36.33	0	83.66
2109.68	36.36	2109.68	83.64
4219.36	36.39	2109.68	83.57
6329.04	36.42	2109.68	83.57
8438.72	36.48	2109.68	83.57
$1.055 \times 10^4$	36.55	2109.28	83.44
$1.266 \times 10^4$	36.68	2110	83.32
$1.476 \times 10^4$	36.89	2110	83.11
$1.687 \times 10^4$	37.38	2109	82.62
$1.898 \times 10^4$	39.31	2110	80.69
$2.109 \times 10^4$	51.71	2110	68.29
$2.321 \times 10^4$	71.22	2120	48.78

**3 - Nombre de tubes  $N_t$  et du diamètre interne de la calandre  $D_{ca}$** 

$$N_t = 5 \text{ Tubes}$$

(voir équation IV.47)

A partir du tableau 10-8 [50], nous choisissons un diamètre interne de calandre de 25.4 cm, correspondant à 8 tubes.

**4 - Calcul du flux de chaleur maximal  $\left(\frac{Q}{A_o}\right)_{\max}$** 

A partir des données bibliographiques [53], nous lisons pour un facteur

$$\phi = \frac{A}{D_{ca}L} = 0.692, \text{ un flux de chaleur maximal } \left(\frac{Q}{A}\right)_{\max} = 37963.8 \text{ kcal/hr.m}^2$$

Puisque  $\left(\frac{Q}{A}\right) < \left(\frac{Q}{A}\right)_{\max}$  le Dimensionnement est correct.

**5 - Calcul du coefficient de film côté tube  $h_{to}$** 

Le débit massique  $W'$  de l'eau par unité de longueur de tube :

$$W' = 7.38 \text{ kg/hr.m} \quad (\text{voir équation IV.51})$$

Le débit étant très faible, on suppose que  $h_{to} = 7000 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}$  (valeur rapportée à la surface externe).

### 6 - Calcul du coefficient de film côté calandre $h_{ca}$

Nous supposons que nous sommes en régime d'ébullition nucléée, le coefficient de film tube-paroi est donné par :

$$\frac{1}{h_{tw}} = \frac{1}{h_{to}} + \frac{d_{ex}}{d_{in}} \cdot \frac{(d_{ex} - d_{in})}{\lambda_p} \quad (\text{IV.66})$$

$$h_{tw} = 2430.56 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}.$$

avec  $\lambda_p$  conductivité thermique de l'acier inoxydable utilisé  $\lambda_p = 14.87 \text{ kcal/hr.m.°C}$ .

Le coefficient de film en régime d'ébullition nucléée obtenu à partir des données bibliographiques [53] est  $h_b = 1886.6 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}$ .

La température de la paroi est donnée, selon Kern [50], par l'expression suivante

$$T_p = T_m + \left[ \frac{h_{tw}}{h_b + h_{tw}} \right] (T_1 - T_m) \quad (\text{IV.67})$$

avec  $T_m$  la température moyenne d'ébullition du mélange,  $T_m = 53.8 \text{ °C}$ .

d'où  $T_p = 92.3 \text{ °C}$ .

Puisque  $(T_p - T_m) < 40 \text{ °C}$ , nous sommes bien en régime d'ébullition nucléée, soit

$$\boxed{h_{ca} = h_b = 1886.6 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}.$$

### 7 - Calcul de la surface d'échange nécessaire A

$$U = 477 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C} \quad (\text{voir équation IV.61})$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \text{DTLM}}$$

$$\boxed{A = 0.65 \text{ m}^2.}$$

Le facteur de sécurité  $F_s = \frac{A_0}{A} = 1.11$  (Le dimensionnement est correct).

**8 - Calcul de la surface de désengagement  $S_v$** 

La vitesse maximale de la vapeur :

$$v_{\max} = \left( \frac{75 \times 16.02}{\rho_v} \right)^{1/2} \quad \text{où } \rho_v = 2.6 \text{ kg/m}^3$$

$$v_{\max} = 21.4 \text{ ft/s} = 6.52 \text{ m/s.}$$

$$(S_v)_{\min} = \frac{W_v}{\rho_v \cdot (3600 \cdot v_{\max})} \times 10^4 \quad (\text{IV.68})$$

$$(S_v)_{\min} = 36.78 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

A partir de la figure 8 [54], nous obtenons pour une pression effective de 1 atm et une masse moléculaire de vapeur  $M_w = 132.81$  grammes/mole :

$$V = 0.051 \text{ m}^3$$

$$S_v = V/L$$

$$S_v = 20.64 \times 10^{-3} \text{ m}^2.$$

$(S_v) > (S_v)_{\min}$  le dimensionnement est correct.

**9 - Détermination du diamètre externe de la calandre  $D_{ce}$** 

$$\frac{D_{ce}}{D_{ca}} = 1.6 \quad (\text{obtenu à partir du tableau 10-89 [50]})$$

$$D_{ce} = 32.51 \text{ cm.}$$

**IV.8.2.4 - DIMENSIONNEMENT DE L'EVAPORATEUR (EV-2)****IV.8.2.4.1 - DONNEES DE BASE****• Côté calandre**

- Nature du fluide                      vapeur d'eau.
- Débit                                      110 kg/hr.
- Température d'entrée                 $T_1 = 119.5 \text{ }^\circ\text{C}$ .
- Température de sortie                 $T_2 = 119.5 \text{ }^\circ\text{C}$ .
- Chaleur latente de vaporisation 526 kcal/kg.

- Pression 1.98 bar.

• **Côté tube**

- Nature de fluide Eau + traces d'huile essentielle.

- Débit  $W = 980 \text{ kg/hr.}$

- Température d'entrée  $t_1 = 82 \text{ °C.}$

- Température de sortie  $t_2 = 109,3 \text{ °C.}$

- Pression 1.39 bar.

- Pourcentage molaire évaporé à la sortie  $X_{\text{out}} = 5 \text{ \%}$ .

• **Caractéristiques de l'évaporateur**

- Diamètre interne des tubes  $d_{\text{in}} = 0.87 \text{ in} = 2.20 \text{ cm.}$

- Diamètre externe des tubes  $d_{\text{ex}} = 1 \text{ in} = 2.54 \text{ cm}$  (désignation 16 B.W.G)

- Pas triangulaire  $p = 1.25 \text{ in} = 3.17 \text{ cm}$  (à partir du tableau 10-22 [50])

- Longueur de tubes  $L = 6 \text{ m.}$

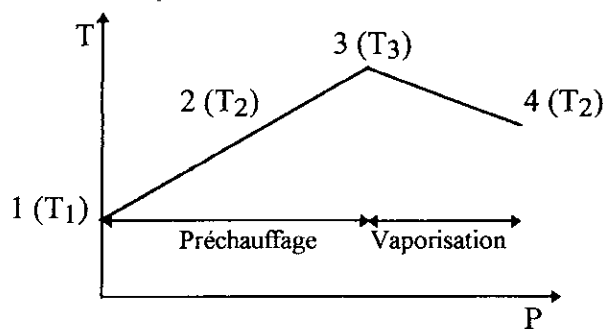
**IV.8.2.4.2 - ETAPES DE CALCUL**

**1 - Quantité de chaleur échangée Q**

• **Côté tube**  $Q = 56624 \text{ kcal/hr}$

• **Côté calandre**  $Q = 526 \times 110 = 56624 \text{ kcal/hr}$

Coefficient de condensation de la vapeur d'eau :  $h_{\text{ca}} = 7000 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}$  (valeur usuelle à adopter).



**FIG IV.10 : Profil de température dans l'évaporateur**



**2 - Calcul de la surface d'échange installée  $A_0$** **2.1 - Surface nécessaire au préchauffage  $A_1$** 

$U_1$  env. 600 kcal/hr.m<sup>2</sup>.°C pour la zone de préchauffage (tableau 10-14 [34])

$$DTLM_1(\text{corrigée}) = 21.1^\circ\text{C} \quad (\text{voir équation IV.45})$$

$$A_1 = \frac{Q_1}{U_1 \cdot DTLM_1} = \frac{C_{pL}(t_2 - t_1)}{U_1 \cdot DTLM_1}$$

avec  $C_{pL}$  Capacité calorifique de l'eau,  $C_{pL} = 1.152$  kcal/kg.°C

d'où  $A_1 = 2.29$  m<sup>2</sup>.

**2.2 - Surface nécessaire à la vaporisation  $A_2$** 

$U_2$  env. 800 kcal/hr.m<sup>2</sup>.°C (tableau 10-14 [34]).

$$DTLM_2(\text{corrigée}) = 12.5^\circ\text{C} \quad (\text{voir équation IV.45})$$

$$A_2 = \frac{(Q - Q_1)}{U_2 \cdot DTLM_2}$$

$$A_2 = 3.16 \text{ m}^2.$$

d'où  $A_0 = A_1 + A_2 = 5.45 \text{ m}^2$ .

**3 - Nombre de tubes  $N_t$  et diamètre de calandre  $D_{ca}$** 

$$N_t = 12 \text{ tubes} \quad (\text{voir équation IV.47})$$

$D_{ca} = 8 \text{ in} = 20.32 \text{ cm}$  (à partir du tableau 10-8 [50]), correspondant à un nombre de tubes  $N_t = 16$  tubes.

**4 - Calcul de la zone de préchauffage (1-2)****4.1 - Coefficient de film  $h_1$** 

$$Re = 9044 \quad (\text{voir équation IV.48})$$

$$h_1 = 1961 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C} \quad (\text{voir équation IV.50})$$

avec  $J_H = 98$  (obtenu à partir de la figure 10-38 [50]).

$$\lambda_L = 0.527 \text{ kcal/hr.m.°C}$$

$$\mu_L = 0.491 \text{ cP.}$$

$$C_{pL} = 1.153 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$$

#### 4.2 - Surface nécessaire au préchauffage $A_1$

$$\text{- résistance du tube} = \frac{d_{\text{ex}} - d_{\text{in}}}{\lambda_p} = 0.00022 \text{ (kcal/hr.m}^2\text{.}^\circ\text{C)}^{-1}$$

$$\text{- coefficient d'encrassement} = FF = 0.00040 \text{ (kcal/hr.m}^2\text{.}^\circ\text{C)}^{-1}$$

$$\text{d'où } U_1 = 785 \text{ kcal/hr.m}^2\text{.}^\circ\text{C.} \quad (\text{voir équation IV.61})$$

$$A_1 = \frac{C_{pL}(T_2 - T_1)}{U_p \text{DTLM}_1}$$

$$A_1 = 1.81 \text{ m}^2.$$

#### 5 - Zone de chauffage sensible (2-3)

##### 5.1 - Calcul du coefficient de film $h_s$

$$Re = 9044 \quad (\text{voir équation IV.48})$$

$$h_s = 1930 \text{ kcal/hr.m}^2\text{.}^\circ\text{C} \quad (\text{voir équation IV.50})$$

$$\text{Avec } \lambda_L = 0.572 \text{ kcal /hr.m.}^\circ\text{C.}$$

$$\mu_L = 0.491 \text{ cP.}$$

$$C_{pL} = 1.155 \text{ kcal /kg.}^\circ\text{C.}$$

##### 5.2 - Coefficient de transfert de chaleur $U_s$

$$U_s = 781 \text{ kcal/hr.m}^2\text{.}^\circ\text{C.} \quad (\text{voir équation IV.61})$$

##### 5.3 - Calcul de la longueur de chauffage sensible $\Delta L_{2-3}$

On suppose que dans zone d'échauffement sensible  $\text{DTLM}_s = 11 \text{ }^\circ\text{C}$

$$W.C_{pL}.\Delta t = U_s.A_s.\text{DTLM}_s = U_s.(\pi.N.\Delta l.d_{\text{ex}}).\text{DTLM}_s \quad (\text{IV.69})$$

$$\text{d'où } \Delta t / \Delta l = 9.7 \text{ }^\circ\text{C/m}$$

$$\frac{P_2 - P_3}{P_2 - P_4} = \frac{(\Delta t / \Delta P)_s}{(\Delta t / \Delta P)_s + \frac{\Delta t / \Delta l}{\Delta P / \Delta l}} \quad (\text{IV.70})$$

avec  $\left(\frac{\Delta t}{\Delta P}\right)_s$  variation de la température en fonction de la tension de vapeur de

l'eau,  $\left(\frac{\Delta t}{\Delta P}\right)_s = 9.71 \text{ }^\circ\text{C}/\text{bar}$  (à partir des données bibliographiques [55])

d'où  $\frac{\Delta P}{\Delta l} = \rho_L \cdot \frac{62.4}{144} = 0.412 \text{ psi}/\text{ft} = 0.095 \text{ bar}/\text{m}$  (Avec  $\rho_L = 951 \text{ kg}/\text{m}^3$ )

$$\frac{P_2 - P_3}{P_2 - P_4} = \frac{\Delta L_{2-3}}{\Delta L_{2-4}} = 0.06 \text{ (avec } \Delta L_{2-4} = 0.6L\text{)}$$

$$\boxed{\Delta L_{2-3} = 0.23 \text{ m.}}$$

La démonstration est présentée en annexe 7.

#### 5.4 - Calcul de la quantité de chaleur de chauffage sensible $Q_s$

$$\Delta t = \frac{\Delta t}{\Delta l} \cdot l_{2-3} = 3 \text{ }^\circ\text{C}, \text{ d'où } t_3 = 109.3 + 3 = 112.3 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q_s = W \cdot C_{pL} \cdot \Delta t$$

$$\boxed{Q_s = 2988 \text{ kcal}/\text{hr.}}$$

#### 5.5 - Calcul de la surface d'échange $A_s$

$$\text{DTLM}_s = 11.1 \text{ }^\circ\text{C} \quad (\text{voir équation IV.45})$$

$$A_s = \frac{Q_s}{U_s \cdot \text{DTLM}_s}$$

$$\boxed{A_s = 0.44 \text{ m}^2.}$$

### 6 - Calcul de la zone de vaporisation (3-4)

#### 6.1 - Coefficient d'évaporation $h_{ev}$

En utilisant la corrélation de Fair [54], nous avons le paramètre  $X_{TT}$  :

- Pour un taux de vaporisation  $X = 0.4X_{out}$

$$X_{TT} = \left(\frac{1-X}{X}\right)^{0.9} \left(\frac{\mu_L}{\mu_V}\right)^{0.1} \left(\frac{\rho_V}{\rho_L}\right)^{0.5} \quad (\text{IV.71})$$

avec  $\mu_V = 0.012 \text{ cP}$ ,

$$\rho_V = 7.9 \text{ kg/m}^3.$$

d'où  $X_{TT} = 1.45$

$$W_T = \frac{W}{a_t} = 31092 \text{ kg/hr.m}^2.$$

avec  $a_t = 6.13 \times 10^{-2} \text{ m}^2$  (voir équation IV.49).

A partir de la figure 8 [54], nous obtenons  $\alpha_1 = 1$ , où  $\alpha_1$  est le coefficient caractéristique du régime d'écoulement.

• Pour  $X = X_{OUT}$

$$X_{TT} = 0.76 \quad (\text{voir équation IV.71})$$

d'où :  $\alpha_2 = 1$  (à partir de la figure 8 [54]).

Le coefficient moyen  $\alpha_m$  est  $\alpha_m = \frac{\alpha_1 + \alpha_2}{2} = 1$  (Régime de bulles).

La surface d'échange disponible pour la vaporisation  $A_{EV} = A_0 - A_1 - A_S = 3.20 \text{ m}^2$

le flux de chaleur dans zone de vaporisation  $Q_{EV} = 24695 \text{ kcal/hr}$ .

A partir de la figure 4 [54] nous obtenons, le coefficient de transfert de chaleur en ébullition nucléée  $h_b$ ,  $h_b = 823 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}$ .

• Pour  $X = 0.4X_{out}$ , la corrélation de Pengler et Addams [54] donne

$$h_{tp} = 3.5 \left(\frac{1}{X_{TT}}\right)^{0.5} . h_s \quad (\text{IV.72})$$

$$h_{ev} = h_{tp} + \alpha_m . h_b$$

d'où  $h_{ev} = 6434 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}$ .

## 6.2 - Surface nécessaire à la vaporisation $A_{EV}$

$$U_{EV} = 963 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C} \quad (\text{voir équation IV.61})$$

$$A_{ev} = \frac{Q_{ev}}{U_{ev}DTLM_2}$$

$$A_{ev} = 2.15 \text{ m}^2.$$

### 7 - Surface d'échange globale A

$$A = A_1 + A_s + A_{ev}$$

$$A = 4.52 \text{ m}^2.$$

Le facteur de sécurité  $F_s = 1.19$  (Dimensionnement correct).

### 8 - Perte de charge frictionnelle

#### 8.1 - Perte de charge dans la zone de préchauffage $\Delta P_1$

En supposant une longueur de préchauffage égale à  $0.4L$ , nous avons :

$$\Delta P_1 = 2.83 \times 10^{-5} \text{ bar.} \quad (\text{voir équation IV.58})$$

avec  $f = 0.026$  (obtenu à partir de la figure 10-124 [50]).

#### 8.2 - Perte de charge dans la zone d'évaporation $\Delta P_{VL}$

En Appliquant de la méthode **Lockhart-Martinelli** [54], le pourcentage moyen

évaporé pour le calcul des pertes de charge est  $X = \frac{2}{3} X_{out} = 0.033$ .

$$W_v = X \cdot W = 32.34 \text{ kg/hr}$$

$$Re_v = \frac{d_{in} \cdot W_v}{a_t (3.6 \mu_v)}, Re_v = 270$$

d'où  $\Delta P_v = 3.20 \times 10^{-7} \text{ Pa.}$  (voir équation IV.58).

avec  $f = 0.375$  (obtenu à partir de la figure 10-124 [50]).

$$\Delta P_{VL} = \Delta P_v \times \Phi_G^2$$

avec  $\Phi_G^2 = 18$  (obtenu à partir de la figure 10-100 [50])

$$\Delta P_{VL} = 5.20 \times 10^{-6} \text{ bar.}$$

### 9 - Calcul de la densité moyenne du mélange $\rho_{\text{moy}}$

Pour  $X = \frac{1}{3} X_{\text{out}} = 0.017$ , (recommandation de Fair), nous obtenons à partir de la

figure 10-98 [50], le paramètre  $R_L = 0.42$ .

$$\text{d'où } \rho_{\text{moy}} = \rho_L \cdot R_L + \rho_v (1 - R_L)$$

$$\boxed{\rho_{\text{moy}} = 399.9 \text{ kg/m}^3}$$

### 10 - Calcul des résistances hydrauliques

Pertes de charges (statiques et frictionnelles)

Zone de préchauffage

$$\rho_L \cdot (0.4L)g + \Delta P_1 = 2.83 \text{ bar.}$$

Zone de vaporisation

$$\rho_{\text{moy}} \cdot (0.6L)g + \Delta P_{VL} = 1.28 \text{ bar.}$$

$$\text{Somme des résistances hydrauliques} = 4.11 \text{ bar.}$$

Le potentiel nécessaire est égal à  $1.1 \Sigma$  résistances hydrauliques, soit 4.30 m.

#### IV.8.2.5 - DIMENSIONNEMENT DU PRECHAUFFEUR DE LA CHAUDIERE (E-4)

##### IV.8.2.5.1 - DONNEES DE BASE

- Quantité de chaleur échangée  $Q = 80983.46 \text{ kcal/hr.}$

##### • Côté tube

- Nature du fluide : Eau.
- Température d'entrée  $60 \text{ }^\circ\text{C.}$
- Température de sortie  $86.7 \text{ }^\circ\text{C.}$
- Débit massique  $2590 \text{ kg/hr.}$

##### • Côté calandre

- Nature du fluide : Eau.
- Température d'entrée  $88.4 \text{ }^\circ\text{C.}$
- Température de sortie  $70 \text{ }^\circ\text{C.}$

- Débit massique 3471 kg/hr.

• **Caractéristiques de l'échangeur**

- Diamètre interne des tubes  $d_{in} = 0.75 \text{ in} = 1.905 \text{ cm}$ .
- Diamètre externe des tubes  $d_{ex} = 1 \text{ in} = 2.540 \text{ cm}$ . (désignation 16 B.W.G)
- Pas de tube  $p = 1.25 \text{ in} = 3.175 \text{ cm}$ .
- Longueur de tubes  $L = 2.43 \text{ m}$ .

**IV.8.2.5.2 - RÉSULTATS DES CALCULS**

En se basant sur les même étapes de calcul concernant le condenseur (C-1), nous obtenons les résultats suivants :

- Nombre de tubes..... $N_t = 292$  tubes.
- Diamètre de la calandre ..... $D_{ca} = 25 \text{ in} = 63.50 \text{ cm}$ .
- Coefficient de film côté tube.....  $h_t = 155.7 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}$ .
- Coefficient de film côté calandre .....  $h_{ca} = 948 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}$ .
- Surface d'échange installée..... $A_0 = 55.56 \text{ m}^2$ .
- Résistance d'encrassement..... $FF = 0.000512 \text{ (kcal/hr.m}^2.\text{°C)}^{-1}$ .
- résistance de la paroi..... $e/\lambda_p = 0.000475 \text{ (kcal/hr.m}^2.\text{°C)}^{-1}$ .
- Coefficient de transfert de chaleur.....  $U = 310.0 \text{ kcal/hr.m}^2.\text{°C}$ .
- Surface d'échange calculée.....  $A = 44.81 \text{ m}^2$ .
- Facteur de sécurité ..... $F_s = 1.17$ .
- Perte de charge côté tube .....négligeable.
- Perte de charge côté calandre..... $3.4 \times 10^{-3} \text{ bar}$ .
- Vitesse maximale à l'entrée de la calandre..  $v_{max} = 2.43 \text{ m/s}$ .

**IV.9 - TOUR DE REFROIDISSEMENT**

**IV.9.1 - NOTIONS THÉORIQUES**

Le refroidissement de l'installation doit être assuré en permanence si l'on veut conserver sa qualité et son rendement. Dans un grand nombre de cas, le refroidissement se fait naturellement par échange avec le milieu environnant.





## 2 - calcul du débit d'air nécessaire $W_{air}$

La variation d'enthalpie de l'air s'écrit [42] :

$$\Delta H_{air} = C_{p_{air}} (t_2 - t_1) + H_{air} (Hu_2 - Hu_1)$$

où  $C_{p_{air}} = 0.327 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$  .

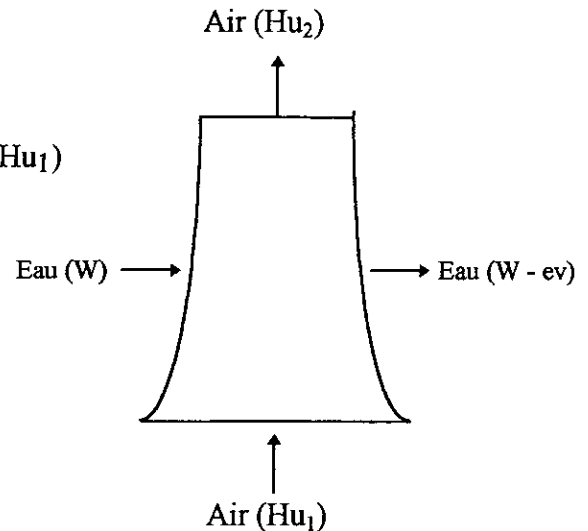
$$H_{air} = 605.5 \text{ kcal/kg} .$$

d'où  $\Delta H_{air} = 3.257 \text{ kcal/kg}$ .

$$W_{air} = \frac{W \cdot (T_1 - T_2)}{\Delta H - (Hu_2 - Hu_1) \cdot T_2}$$

avec  $\bar{W} = 52\,000 \text{ kg/hr}$

d'où  $W_{air} = 3.5 \times 10^5 \text{ kg/hr}$ .



## 3 - Calcul de la hauteur de la tour L

Les tours atmosphériques ont une largeur égale à 12 feet (3.66 m), l'espacement entre les étages se situe entre 30 et 36 in (0.762 et 0.914 m).

En se référant aux données bibliographiques [49], pour une vitesse de l'air inférieure ou égale à 5 km/hr, et un nombre d'étages de 18 (ce qui permet d'avoisiner à 2 °C près la température de sortie de l'air), nous obtenons :

$$\frac{\phi}{L} = 2.48 \times 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

soit  $L = \phi / \frac{\phi}{L}$

$$L = 6.86 \text{ m} = 22.5 \text{ ft}.$$

En décomposant la hauteur totale en modules de 6 feet de long, nous obtenons :

$$L \approx (4 \times 6) = 24 \text{ ft} = 6.10 \text{ m}.$$

Soit 4 modules de 6 ft de hauteur.

## 4 - Calcul de la quantité d'eau évaporée $ev$

$$ev = W_{air} (Hu_2 - Hu_1)$$

$$ev = 1535 \text{ kg/hr}.$$

De ce fait un appoint minimal de 1535 kg/hr devra être assuré au niveau du bac de stockage de l'eau de refroidissement.

**VI.10 -ESTIMATION PRELIMINAIRE DE L'UNITE D'EXTRACTION**

L'estimation correcte du coût des investissements est nécessaire si l'on veut disposer de tous les éléments conduisant à des choix pertinents dans le développement du projet.

L'estimation repose sur le découpage en postes de dépenses distincts (voir tableau IV.3). Une des méthodes d'estimation préliminaire, est celle des coefficients, cette méthode repose sur l'évaluation du coût du matériel; pour lequel la valeur est obtenue à partir de bases de données. Par la suite, on multiplie le coût du matériel par des coefficients qui sont fonction du type d'équipement et aussi du matériau et de sa capacité [57, 58].

**Tableau IV.3 : Décomposition du montant de l'investissement**

<b>RUBRIQUE</b>	<b>COÛT (\$)</b>
Equipement	529200
Préparation du site	10360
Aménagement du site	16280
Bâtiments, structures	136160
Tuyauterie	242720
Installations électriques	91168
Mesure et régulation	130240
Calorifugeage et peinture	59200
Divers	11840
main d'oeuvre	406700
Construction des équipements	126080
Frais généraux et indirects	345700
Transport	151950
Assurances et taxes	25799
Frais de siège	347500
<b>Coût global</b>	<b>2630900</b>

Dans cette partie de l'étude, nous avons pu, à partir du dimensionnement des différents équipements de l'installation arriver à l'évaluation du coût global d'un tel projet.

Afin de contribuer à un éventuel développement des procédés d'extraction de nos espèces végétales, nous avons mené l'étude des processus d'entraînement à la vapeur d'eau des huiles essentielles des graines de coriandre d'Algérie. Une unité industrielle d'entraînement à la vapeur d'eau a été conçue sur la base des résultats et recommandations des études antérieures menées dans le domaine. La simulation du fonctionnement de cette unité a été effectuée en faisant appel à l'outil informatique, et ce en vue du dimensionnement des différents équipements constituant le procédé proposé.

Les études antérieures ont montré l'existence d'une réaction chimique accompagnant l'entraînement à la vapeur d'eau ou l'hydrodistillation des graines de coriandre. Sur la base de ce résultat, nous avons proposé deux modèles de transfert de matière, le premier tenant compte des phénomènes de diffusion et de réaction chimique, alors que le second modèle est basé uniquement sur la diffusion.

Les équations de transfert de matière ont été résolues par des méthodes numériques en utilisant l'outil informatique sur la base d'algorithmes développés.

La simulation des processus d'entraînement à la vapeur d'eau et d'hydrodistillation par le biais des deux modèles, a montré que le modèle faisant intervenir la réaction chimique permet une meilleure représentation des cinétiques d'extraction élaborées expérimentalement. Notons que ce comportement vient conforter l'hypothèse émise lors des précédentes études, faisant état d'une réaction d'hydrolyse accompagnant l'entraînement à la vapeur d'eau et l'hydrodistillation des graines de coriandre et de nigelle.

Pour l'extrapolation des résultats du laboratoire à une échelle de production industrielle, la simulation est le moyen le plus indiqué pour effectuer les bilans de matière et d'énergie nécessaires à tout dimensionnement d'équipement. Dans ce contexte, nous avons simulé par le biais du logiciel ASPEN PLUS le procédé que nous avons proposé. Ceci nous a permis d'opter pour les équipements et les conditions opératoires (débits de fluides caloporteurs, débits de solvant,...) les plus adéquats, permettant d'optimiser les frais de fonctionnement de l'unité en minimisant les pertes de matière et d'énergie.

En outre, les résultats de la simulation ont été pris comme données de base pour le dimensionnement des équipements de notre installation. C'est ainsi que nous avons déterminé la géométrie et les dimensions des équipements principaux de l'installation, tout en se référant aux normes établies.

Enfin, les résultats obtenus, nous ont permis d'évaluer le coût global de la réalisation d'un tel projet qui s'élève aux environs de 2.7 millions de dollars. Notons qu'une bonne partie des équipements peut être réalisée localement.

Notre procédé, axé sur la récupération de l'huile essentielle des graines de coriandre par entraînement à la vapeur d'eau peut être utilisé pour tout type d'espèces végétales. Ainsi la réalisation de ce projet permettrait la substitution à l'importation des essences végétales, dont le coût s'est élevé à 12 millions de dollars en 1995 (statistiques des douanes algériennes).

Ce procédé, si il devrait être implanté dans une région précise du pays, serait à revoir, en fonction du contexte local.

# ***BIBLIOGRAPHIE***

**[1] LAWRENCE B.M.**

Progress in essential oils, perfumer & flavorist, vol.13, 1988, p.49-50.

**[2] PHILIPS P.**

Les plantes aromatiques et medicinales, ed. Bordas, 1987, pp38-39.

**[3] BEDDEK N.**

Extraction des huiles essentielles des graines de *Coriandrum Sativum L.* par différents procédés, thèse de magister, E.N.P, Alger, janvier 1995, pp 51-62.

**[4] TOUMI L. & ZOUAGHI N.**

Extraction de l'huile essentielle des graines de *Nigella Sativa L.* par entraînement à la vapeur d'eau , projet de fin d'étude, E.N.P, Alger, juillet 1995, p30.

**[5] ROUISSI B.**

Extraction des huiles essentielles de *Coriandrum Sativum L.* à l'échelle semi-pilote, projet de fin d'étude, E.N.P, Alger, juillet 1995, p24.

**[6] LEYBROS J. & PREMAUX P.**

Extraction solide-liquide, techniques de l'ingénieur, J2780 , 1993, pp 4-20.

**[7] NORME AFNOR**

Huiles essentielles, NF.T75-205, août 1991, pp 77-82

**[8] CARRE P.**

Précis de technologie et de chimie industrielle, tome III, les industries des produits organiques, ed. Baillière & fils, Paris, 1959, pp 312-313.

**[9] RICHARD H. & MULTON J.L.**

Epices et aromates, ed. Tec & Doc-Lavoisier, 1992, pp 119-122.

**[10] WUITIER P.**

Raffinage et génie chimique, tome I, ed. technip 1984, p 495.

**[11] SMITH J.M. & VAN NESS H.C.**

Introduction to chemical engineering thermodynamics, ed. McGraw-Hill, sixième édition, pp 454-455.

**[12] ANDELIDIS O.M.**

Revue des oléagineux, n°8, août 1968.

**[13] BERNARD T., PERINAUX F., BRAVO R. & GASET A.**

Information chimie, 1988, n°298, pp 179-184.

**[14] BHUPESH C., MONOBU G. & TSUTOMU H.**

Extraction of Ginger oil with supercritical carbon dioxide : experimental and modeling, American Chemical Society, 1996, n°35, pp 607-612.

**[15] HOUTY M.**

Compact : une association université industrie, informations chimie n°378, mai 1996, p89.

**[16] LEYBROS J. & FREMAUX P.**

Extraction solide-liquide : techniques et appareillage, techniques de l'ingénieur, J2782, p2.

**[17] LOZANO Y.**

Production des matières végétales aromatiques : huitième journées internationales sur les huiles essentielles, Fruits, n°12, septembre 1989, vol.44, pp 682-684.

**[18] MARTEL J.P.**

Equipements et procédés pour les industries aromatiques alimentaires et chimiques,  
Aroma Process, Mougins (France), 1991.

**[19] CRANK J.**

The mathematics of diffusion, ed. oxford and the clarendon, 1956 , pp 84-132.

**[20] COULSON J.H.& RICHARDSON J.F.**

Chemical engineering, T2, ed. McGraw-Hill, 1989, pp 376-377.

**[21] KING C.J.**

Separation processes, ed. McGraw-Hill, deuxième édition, 1980, pp 536-537.

**[22] DEFIVES D.**

Efficacité des opérations du génie chimique, ed. technip, Paris, 1976.

**[23] TRAMBOUZE P., VAN LANDEGHEM H. & WAUQUIER J.P.**

Les réacteurs chimiques : conception / calcul / mise en œuvre, ed. technip, 1984,  
pp 458-589.

**[24] ALLOUACHE A. & SAYAH H.**

Simulation de l'extraction solide-liquide, projet de fin d'étude, E.N.P, Alger, 1995.

**[25] AMER-OUALI S. & MANSOURI T.**

Simulation d'un procédé d'extraction solide-liquide en lit fixe, projet de fin d'étude,  
E.N.P, Alger, 1996.

**[26] LAOU A., GUIRAUD P., GOURDON C., RIGAL L. & CASAMATTA G.**

Extraction d'hémicelluloses de coques de tournesol en colonne pulsée : mise au point  
et modélisation d'un procédé pour un matériau végétal complexe, première  
conférence maghrébine du génie des procédés, Marrakech, mai 1994, pp 605-608.



**[27] DAVIS M.E.**

Numerical methods for engineering application, ed. John Wiley & Sons, New York, 1981, pp 74-76.

**[28] JARDIN J.L.**

Analyses : Algorithmes et programmes en Pascal, ed. Dunod, août 1989, pp 268-275.

**[29] BOUMAH RAT H. & GOURDIN A.**

Méthodes numériques appliquées, ed. O.P.U, Alger, 1993, pp 309-362.

**[30] PRESS W.H., TEUKOLSKY S.A., VETTERLING W.T. ET FLANERY B.P.**

Numerical recipes in Fortran, ed. Cambridge university press, deuxième édition, 1992, pp 670-680.

**[31] ASPEN TECHNOLOGY, INC.**

User guide, ASPEN technology, INC., Cambridge, 1995.

**[32] ASPEN TECHNOLOGY, INC.**

Physical property methods and models, ASPEN technology, INC., Cambridge, 1995.

**[33] REID R.C., PRAUSNITZ J.M. & POLING B.E.**

The properties of gases and liquids, quatrième édition, 1987, pp 427- 638.

**[34] PERRY H. & CHILTON H.**

Chemical engineering, ed. McGraw-Hill, sixième édition, chap.10, pp 46-47.

**[35] LUDWIG E.**

Design for chemical and petrochemical plants, tome 2, ed. Gulf, Houston, janvier 1993, pp 159-176.

**[36] TRAMBOUZE P.**

Réacteurs chimiques, techniques de l'ingénieur, J4020, 1993, p 25.

**[37] TROUVAY & CAUVIN Ets.**

Petroleum material manual, ed. Socodim, La loupe (France), janvier 1989, chap.1,  
pp 100-114.

**[38] NELSON W.L.**

Petroleum Refinery Engineering, quatrième édition, ed. McGraw-Hill, 1978, pp 271-274.

**[39] MARTIN G.R.**

Pumps and NPSH : avoid problems and improve reliability, hydrocarbon processing, n° 5,  
mai 1996, vol.75, p63.

**[40] LAPRAY J.F.**

Pompes centrifuges : cavitation, techniques de l'ingénieur, B4313, 1995, pp 3-4.

**[41] GAS PROCESSORS SUPPLIES ASSOCIATION.**

Engineering data book, Gas processors association, dixième édition, 1994, section 12,  
pp 3-5.

**[42] WUITIER P.**

Raffinage et génie chimique, tome 2, ed. technip, 1984, pp 999-1439.

**[43] GOULDS PUMPS, INC.**

Goulds pumps manual : performance curves, sixième édition, New York, 1995,  
section 1A, p 23.

**[44] BINET P.**

Chaudières électriques, techniques de l'ingénieur, B129, 1984, pp 2-4.

**[45] PARISOT J.**

Les chaudières, techniques de l'ingénieur, B1460, 1993, pp 5-8.

**[46] MONNERY M. & SVRCEK W.Y.**

Successfully specify three phase separators, chemical engineering progress, septembre 1994, pp 29-30.

**[47] ENGINEERING STANDARDS.**

Process design : liquid-liquid separators, vol.2, section 68, document interne B.R.C.

**[48] COPIGNAUX P.**

Distillation. Absorption, techniques de l'ingénieur, J2626, 1993, pp 3-4.

**[49] MUKHERJEE R.**

Description des échangeurs de chaleur, techniques de l'ingénieur, B2341, 1995, pp 1-5.

**[50] LUDWIG E.**

Design for chemical and petrochemical plants, tome 2, ed. Gulf, Houston, janvier 1993, pp 100-145.

**[51] LELEU R.**

Evaporation, techniques de l'ingénieur, J2320, 1995, pp 8-10.

**[52] ENGINEERING STANDARDS.**

Process design : intube condensation heat transfer, vol.3, section 42, document interne B.R.C.

**[53] ENGINEERING STANDARDS.**

Process design : kettle reboilers, vol.2, section 43, document interne B.R.C.

**[54] GRANG A.**

Cours d'échanges thermiques, I.F.P, ed. technip, mars 1983.

**[55] RAZNJEVIC K.**

Handbook of thermodynamics : tables and charts, New York, ed. McGraw-Hill, 1976,  
p100-125.

**[56] ENGINEERING STANDARDS.**

Process design :water cooling devices, vol.2, section 44, document interne B.R.C.

**[57] RICHARDSON ENGINEERING SERVICES, INC.**

Richardson's International construction factors,1995.

**[58] PAGE J.S**

Conceptionnal cost estimating manual, ed. Gulf, 1984.

# *ANNEXES*

## ANNEXE 1

### 1 - FORMULE COMPOSITE DE SIMPSON

La formule d'intégration de Simpson est :

$$\sigma = \frac{h}{3} \left[ f(a) + f(b) + 4 \cdot \sum_{i=1,3}^{n-1} f(a + ih) + 2 \cdot \sum_{i=2,4}^{n-2} f(a + ih) \right]$$

l'erreur d'intégration est proportionnelle au pas à la puissance 4.

### 2 - ALGORITHME DE GAUSS AVEC PIVOTATION TOTALE

• Choix du pivot

$$P_k = a_{l_k c_k} \quad \text{où} \quad a_{l_k c_k} = \max |a_{ij}|$$

$$i = 1, 2, \dots, n \quad i \neq l_1, l_2, \dots, l_{k-1}$$

$$j = 1, 2, \dots, n \quad j \neq c_1, c_2, \dots, c_{k-1}$$

• Normalisation

$$a_{i_{kj}} = a_{i_{kj}} / P_k \quad j = 1, 2, \dots, n+1$$

• Réduction

$$w = a_{i_{ck}} \quad \left. \begin{array}{l} i = 1, n \\ i \neq l_k \end{array} \right\}$$

$$a_{ij} = a_{ij} - w \cdot a_{i_{kj}} \quad j = 1, n+1$$

• Remise en ordre

$$x_{c_k} = a_{l_k, n+1}$$

k = 1, 2, ..., n

k = 1, 2, ..., n

## ANNEXE 2

### ***CALCUL DE LA POROSITE DES GRAINS ET DU LIT DE PARTICULES***

#### ***1 - POROSITE DU GRAIN***

A partir du nombre de particules solide, et de leur diamètre moyen, nous pouvons obtenir le volume de ces grains (en les assimilant à des formes géométriques simples); connaissant, de plus, la masse de matière végétale correspondante, nous pouvons déterminer la masse volumique du grain  $\rho_g$ .

La porosité de la graine  $\varepsilon$  est liée à l'humidité  $m$  (caractérisant la quantité maximale d'eau absorbée par les grains ), ainsi qu'aux masses volumiques du liquide et de la graine  $\rho_l$  et  $\rho_g$  respectivement, par la relation suivante :

$$m = \frac{\rho_g + \varepsilon \cdot \rho_l}{\rho_g}$$

$$m = 1 + \varepsilon \cdot \rho_l / \rho_g$$

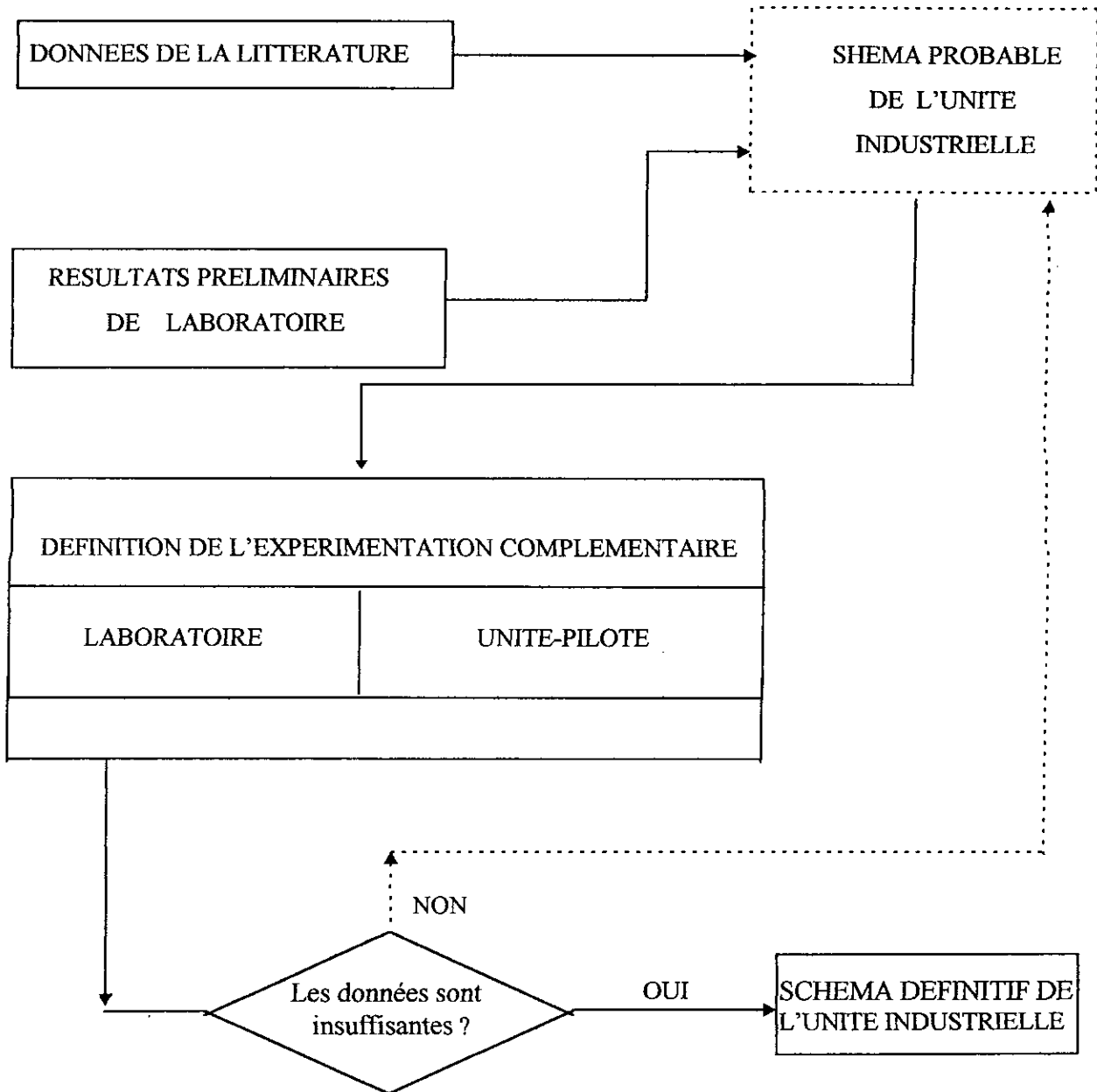
$$\text{soit : } \varepsilon = (m - 1) \rho_g / \rho_l$$

#### ***2 - POROSITE DU LIT***

A partir la masse volumique apparente du lit de particules  $\rho_{lit}$ , et de la masse volumique apparente du grain  $\rho_g$ , nous pouvons atteindre la porosité du lit  $\varepsilon_{lit}$  à partir de l'expression suivante

$$\varepsilon_{lit} = 1 - (\rho_{lit} / \rho_g).$$

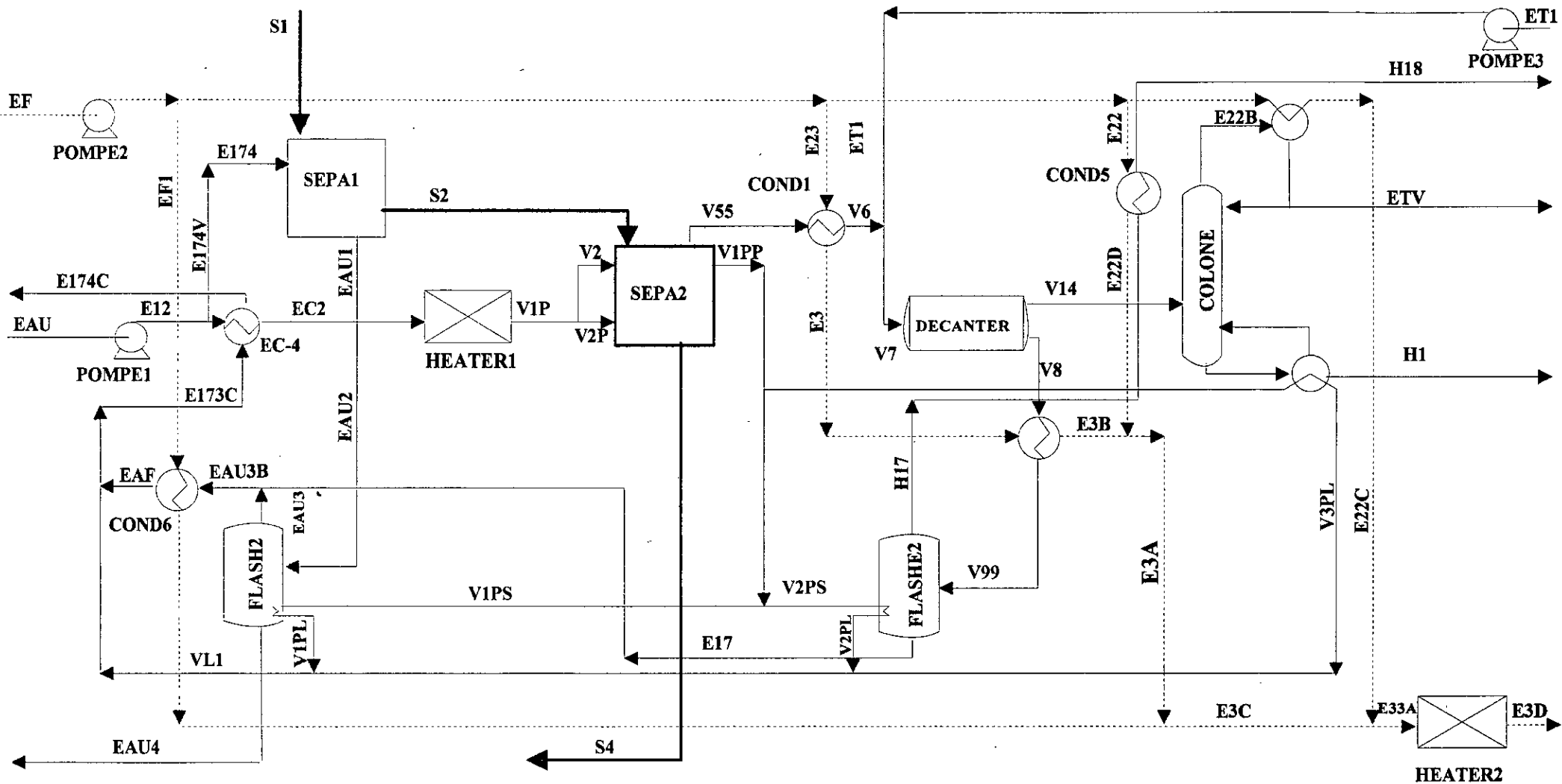
### ANNEXE 3



**FIG. III.1 - Procédure générale de développement des procédés.**



### ANNEXE 4



**FIG III.3 : REPRESENTATION DE L'UNITE EN BLOCS D'OPERATIONS UNITAIRES**

## ANNEXE 5

## RESULTATS DE LA SIMULATION

E174 EAU1 EAU1A S1 S2

STREAM ID	E174	EAU1	EAU1A	S1	S2
FROM :	C6	VANN1	SEPA1	---	SEPA1
TO :	SEPA1	C9	VANN1	SEPA1	SEPA2
CLASS: MIXNCPSD					
TOTAL STREAM:					
KG/HR	2000.0000	1500.0000	1500.0000	1000.0000	1500.0000
KCAL/HR	-7.5789+06	-5.7015+06	-5.7015+06	4.9986+06	3.1556+06
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED
COMPONENTS: KMOL/HR					
LINALOL	0.0	0.0	0.0	2.0194-02	2.0194-02
DODECANE	0.0	0.0	0.0	1.2061-04	1.2061-04
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	1.4986-04	1.4986-04
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	9.2540-04	9.2540-04
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	4.1425-04	4.1425-04
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	111.0168	83.2626	83.2626	0.0	27.7542
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	10.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	111.0168	83.2626	83.2626	2.1804-02	27.7760
KG/HR	2000.0000	1500.0000	1500.0000	3.3790	503.3790
L/MIN	45.3081	33.7111	33.7114	7.8003-02	17.9318
STATE VARIABLES:					
TEMP C	60.0597	50.0000	50.0000	30.0000	30.0685
PRES BAR	2.0000	1.5000	1.0132	1.0132	1.0132
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	8.1381-04
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.9991
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	-6.8267+04	-6.8475+04	-6.8476+04	-6.7852+04	6.8873+04
KCAL/KG	-3789.3855	-3800.9595	-3800.9712	-437.8213	3800.3324
KCAL/HR	-7.5789+06	-5.7015+06	-5.7015+06	-1479.4525	1.9130+06
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-38.5047	-39.1393	-39.1390	-237.1001	-40.5803
CAL/GM-K	-2.1373	-2.1725	-2.1725	-1.5299	2.2391

## ANNEXE 5

<b>STREAM ID</b>	<b>E174</b>	<b>EAU1</b>	<b>EAU1A</b>	<b>S1</b>	<b>S2</b>
<b>FROM :</b>	<b>C6</b>	<b>VANN1</b>	<b>SEPA1</b>	<b>—</b>	<b>SEPA1</b>
<b>TO :</b>	<b>SEPA1</b>	<b>C9</b>	<b>VANN1</b>	<b>SEPA1</b>	<b>SEPA2</b>
<b>CLASS: MIXNCPSD</b>					
<b>DENSITY:</b>					
MOL/CC	4.0838-02	4.1165-02	4.1164-02	4.6587-03	2.5816-02
GM/CC	0.7357	0.7415	0.7415	0.7220	0.4678
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	154.9774	18.1227
<b>SUBSTREAM: NCPSD      STRUCTURE: NON CONVENTIONAL</b>					
<b>COMPONENTS: KG/HR</b>					
GRAIN	0.0	0.0	0.0	1000.0000	1000.0000
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KG/HR	0.0	0.0	0.0	1000.0000	1000.0000
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	MISSING	MISSING	MISSING	30.0000	30.0685
PRES BAR	MISSING	1.5000	1.0132	1.0132	1.0132

## S4 V1PP V1SP V2 V2P

<b>STREAM ID</b>	<b>S4</b>	<b>V1PP</b>	<b>V1SP</b>	<b>V2</b>	<b>V2P</b>
<b>FROM :</b>	<b>SEPA2</b>	<b>SEPA2</b>	<b>C8</b>	<b>DIV2</b>	<b>DIV2</b>
<b>TO :</b>	<b>—</b>	<b>C2</b>	<b>DIV2</b>	<b>SEPA2</b>	<b>SEPA2</b>
<b>CLASS: MIXNCPSD</b>					
<b>TOTAL STREAM:</b>					
KG/HR	1500.6555	1610.0000	2590.0000	980.0000	1610.0000
KCAL/HR	3.3295+06	-5.0944+06	-9.6286+06	-3.6432+06	5.9853+06
<b>SUBSTREAM: MIXED</b>					
<b>PHASE:</b>	<b>LIQUID</b>	<b>VAPOR</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>
<b>COMPONENTS: KMOL/HR</b>					
LINALOL	3.9175-03	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	2.3399-05	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	2.9073-05	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	1.7953-04	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	8.0365-05	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	27.7542	89.3685	143.7668	54.3982	89.3685
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

**ANNEXE 5**

<b>STREAM ID</b>	<b>S4</b>	<b>V1PP</b>	<b>V1SP</b>	<b>V2</b>	<b>V2P</b>
<b>FROM :</b>	<b>SEPA2</b>	<b>SEPA2</b>	<b>C8</b>	<b>DIV2</b>	<b>DIV2</b>
<b>TO :</b>	<b>—</b>	<b>C2</b>	<b>DIV2</b>	<b>SEPA2</b>	<b>SEPA2</b>
<b>CLASS: MIXNCPSD</b>					
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KMOL/HR	27.7584	89.3685	143.7668	54.3982	89.3685
KG/HR	500.65 5	1610.000	2590.000	980.000	1610.000
L/MIN	8.3845	2.4117+04	62.1799	23.5275	38.6523
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	30.2218	122.0000	122.0000	122.0000	122.0000
PRES BAR	1.0132	2.0000	2.0000	2.0000	2.0000
VFRAC	0.0	1.0000	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	0.0	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>ENTHALPY:</b>					
CAL/MOL	-6.8174+04	-5.7003+04	-6.6973+04	-6.6973+04	-6.6973+04
KCAL/KG	-3779.8403	-3164.1644	-3717.5475	-3717.5475	-3717.5475
KCAL/HR	-1.8924+06	-5.0944+06	-9.6286+06	-3.6432+06	-5.9853+06
<b>ENTROPY:</b>					
CAL/MOL-K	-38.6841	-9.7184	-34.9436	-34.9436	-34.9436
CAL/GM-K	-2.1448	-0.5394	-1.9396	-1.9396	-1.9396
<b>DENSITY:</b>					
MOL/CC	5.5178-02	6.1761-05	3.8535-02	3.8535-02	3.8535-02
GM/CC	0.9952	1.1126-03	0.6942	0.6942	0.6942
AVG MW	18.0361	18.0152	18.0152	18.0152	8.0152
<b>SUBSTREAM: NCPSD      STRUCTURE: NON CONVENTIONAL</b>					
<b>COMPONENTS: KG/HR</b>					
GRAIN	1000.0000	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KG/HR	1000.0000	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	30.2218	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING
PRES BAR	1.0132	2.0000	MISSING	MISSING	MISSING
VFRAC	0.0	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING
LFRAC	0.0	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING
SFRAC	1.0000	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING

## ANNEXE 5

E174V E2 E22 E22A E22B

STREAM ID	E174V	E2	E22	E22A	E22B
FROM :	DIV1	DIV6	DIV8	DIV7	DIV8
TO :	C6	DIV7	COND5	DIV8	C
<b>SUBSTREAM: MIXED</b>					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
<b>COMPONENTS: KMOL/HR</b>					
LINALOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	111.0168	666.1012	166.5253	222.0337	55.5084
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KMOL/HR	111.0168	666.1012	166.5253	222.0337	55.5084
KG/HR	2000.0000	1.2000+04	3000.0000	4000.0000	1000.0000
L/MIN	45.3081	263.8512	65.9628	87.9504	21.9876
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	60.0597	20.0190	20.0190	20.0190	20.0190
PRES BAR	2.0000	2.0000	2.0000	2.0000	2.0000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>ENTHALPY:</b>					
CAL/MOL	-6.8267+04	-6.9096+04	-6.9096+04	-6.9096+04	-6.9096+04
KCAL/KG	-3789.3855	-3835.4157	-3835.4157	-3835.4157	-3835.4157
KCAL/HR	-7.5789+06	-4.6026+07	-1.1506+07	-1.5342+07	-3.8355+06
<b>ENTROPY:</b>					
CAL/MOL-K	-38.5047	-41.1562	-41.1562	-41.1562	-41.1562
CAL/GM-K	-2.1373	-2.2845	-2.2845	-2.2845	-2.2845
<b>DENSITY:</b>					
MOL/CC	4.0838-02	4.2076-02	4.2076-02	4.2076-02	4.2076-02
GM/CC	0.7357	0.7580	0.7580	0.7580	0.7580
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

## ANNEXE 5

E1 E12 E17 E173C E174C

<b>STREAM ID</b>	<b>E1</b>	<b>E12</b>	<b>E17</b>	<b>E173C</b>	<b>E174C</b>
<b>FROM :</b>	<b>POMPE1</b>	<b>DIV1</b>	<b>FLASHE2</b>	<b>M8</b>	<b>EC-4</b>
<b>TO :</b>	<b>DIV1</b>	<b>EC-4</b>	<b>M2</b>	<b>EC-4</b>	<b>—</b>
<b>SUBSTREAM: MIXED</b>					
<b>PHASE:</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>
<b>COMPONENTS: KMOL/HR</b>					
LINALOL	0.0	0.0	7.3158-12	7.3148-12	7.3148-12
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	254.7837	143.7668	51.6783	207.6570	207.6570
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KMOL/HR	254.7837	143.7668	51.6783	207.6570	207.6570
KG/HR	4590.0000	2590.0000	931.0000	3741.0000	3741.0000
L/MIN	103.9822	58.6740	22.0567	86.8566	85.4515
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	60.0597	60.0597	109.3355	88.4565	70.0000
PRES BAR	2.0000	2.0000	1.3900	1.3900	1.3900
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>ENTHALPY:</b>					
CAL/MOL	-6.8267+04	-6.8267+04	-6.7240+04	-6.7677+04	-6.8061+04
KCAL/KG	-3789.3855	-3789.3855	-3732.3991	-3756.6611	-3777.9622
KCAL/HR	-1.7394+07	-9.8146+06	-3.4749+06	-1.4054+07	-1.4134+07
<b>ENTROPY:</b>					
CAL/MOL-K	-38.5047	-38.5047	-35.6308	-36.8059	-37.8951
CAL/GM-K	-2.1373	-2.1373	-1.9778	-2.0430	-2.1035
<b>DENSITY:</b>					
MOL/CC	4.0838-02	4.0838-02	3.9050-02	3.9847-02	4.0502-02
GM/CC	0.7357	0.7357	0.7034	0.7178	0.7296
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

## ANNEXE 5

E3A E3B E3C E3D EAF  
-----

STREAM ID	E3A	E3B	E3C	E3D	EAF
FROM :	M9	EC-1	M6	HEATER2	COND6
TO :	M6	M9	M5	—	M8
<b>SUBSTREAM: MIXED</b>					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
<b>COMPONENTS: KMOL/HR</b>					
LINALOL	0.0	0.0	0.0	0.0	7.3158-12
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	610.5927	444.0674	2830.9301	2886.4386	118.2884
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KMOL/HR	610.5927	444.0674	2830.9301	2886.4386	118.2884
KG/HR	1.1000+04	8000.0000	5.1000+04	5.2000+04	2131.0000
L/MIN	250.3535	184.2469	1140.3197	1144.9311	35.6672
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	65.7076	79.5334	43.3189	22.0000	30.0000
PRES BAR	2.0000	2.0000	2.0000	1.0132	1.3900
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>ENTHALPY:</b>					
CAL/MOL	-6.8150+04	-6.7863+04	-6.8613+04	-6.9055+04	-6.8178+04
KCAL/KG	-3782.8890	-3766.9585	-3808.6233	-3833.1595	-3784.4350
KCAL/HR	-4.1612+07	-3.0136+07	-1.9424+08	-1.9933+08	-8.0647+06
<b>ENTROPY:</b>					
CAL/MOL-K	-38.1564	-37.3263	-39.5719	-41.0161	-38.6672
CAL/GM-K	-2.1180	-2.0719	-2.1965	-2.2767	-2.1463
<b>DENSITY:</b>					
MOL/CC	4.0649-02	4.0170-02	4.1376-02	4.2018-02	5.5274-02
GM/CC	0.7323	0.7236	0.7454	0.7569	0.9957
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

## ANNEXE 5

E22C E22D E23 E3 E33A

<b>STREAM ID</b>	<b>E22C</b>	<b>E22D</b>	<b>E23</b>	<b>E3</b>	<b>E33A</b>
<b>FROM :</b>	<b>C</b>	<b>COND5</b>	<b>DIV7</b>	<b>COND1</b>	<b>M5</b>
<b>TO :</b>	<b>M5</b>	<b>M9</b>	<b>COND1</b>	<b>EC-1</b>	<b>HEATER2</b>
<b>SUBSTREAM: MIXED</b>					
<b>PHASE:</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>
<b>COMPONENTS: KMOL/HR</b>					
LINALOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	55.5084	166.5253	444.0674	444.0674	2886.4386
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KMOL/HR	55.5084	166.5253	444.0674	444.0674	2886.4386
KG/HR	1000.0000	3000.0000	8000.0000	8000.0000	5.2000+04
L/MIN	22.3056	66.3656	175.9008	185.4014	1162.6250
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	40.1224	28.7478	20.0190	86.4862	43.2575
PRES BAR	2.0000	2.0000	2.0000	2.0000	2.0000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>ENTHALPY:</b>					
CAL/MOL	-6.8680+04	-6.8915+04	-6.9096+04	-6.7718+04	-6.8615+04
KCAL/KG	-3812.2960	-3825.3705	-3835.4157	-3758.9266	-3808.6939
KCAL/HR	-3.8124+06	-1.1476+07	-3.0684+07	-3.0072+07	-1.9805+08
<b>ENTROPY:</b>					
CAL/MOL-K	-39.7820	-40.5479	-41.1562	-36.9201	-39.5759
CAL/GM-K	-2.2082	-2.2507	-2.2845	-2.0493	-2.1968
<b>DENSITY:</b>					
MOL/CC	4.1476-02	4.1820-02	4.2076-02	3.9919-02	4.1378-02
GM/CC	0.7471	0.7534	0.7580	0.7191	0.7454
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152



## ANNEXE 5

EAU EAU1V EAU3 EAU3B EAU4

STREAM ID	EAU	EAU1V	EAU3	EAU3B	EAU4
FROM :	---	C9	FLASHE1	M2	FLASHE1
TO :	POMPE1	FLASHE1	M2	COND6	---
<b>SUBSTREAM: MIXED</b>					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID
<b>COMPONENTS: KMOL/HR</b>					
LINALOL	0.0	0.0	0.0	7.3158-12	0.0
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	254.7837	83.2626	66.6101	118.2884	16.6525
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KMOL/HR	254.7837	83.2626	66.6101	118.2884	16.6525
KG/HR	4590.0000	1500.0000	1200.0000	2131.0000	300.0000
L/MIN	103.9793	33.7111	2.3520+04	2.5225+04	7.1377
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	60.0000	50.0000	113.4835	109.3355	113.4835
PRES BAR	1.0132	1.5000	1.5000	1.3900	1.5000
VFRAC	0.0	0.0	1.0000	0.5649	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	0.0	0.4350	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>ENTHALPY:</b>					
CAL/MOL	-6.8268+04	-6.8475+04	-5.7066+04	-6.1511+04	-6.7153+04
KCAL/KG	-3789.4776	-3800.9595	-3167.6257	-3414.3662	-3727.5483
KCAL/HR	-1.7394+07	-5.7015+06	-3.8012+06	-7.2761+06	-1.1183+06
<b>ENTROPY:</b>					
CAL/MOL-K	-38.5080	-39.1393	-9.3140	-20.7271	-35.4037
CAL/GM-K	-2.1375	-2.1725	-0.5170	-1.1505	-1.9652
<b>DENSITY:</b>					
MOL/CC	4.0839-02	4.1165-02	4.7200-05	7.8156-05	3.8884-02
GM/CC	0.7357	0.7415	8.5033-04	1.4080-03	0.7005
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

## ANNEXE 5

EC2 EF EF1 EF3 EF5

STREAM ID	EC2	EF	EF1	EF3	EF5
FROM :	EC-4	—	DIV6	COND6	POMPE2
TO :	HEATER1	POMPE2	COND6	M6	DIV6
<b>SUBSTREAM: MIXED</b>					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
<b>COMPONENTS: KMOL/HR</b>					
LINALOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	143.7668	2886.4386	2220.3374	2220.3374	2886.4386
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KMOL/HR	143.7668	2886.4386	2220.3374	2220.3374	2886.4386
KG/HR	2590.0000	5.2000+04	4.0000+04	4.0000+04	5.2000+04
L/MIN	60.0383	1143.3567	879.5041	890.2726	1143.3554
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	86.7531	20.0000	20.0190	37.1598	20.0190
PRES BAR	1.9960	1.0132	2.0000	2.0000	2.0000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>ENTHALPY:</b>					
CAL/MOL	-6.7713+04	-6.9097+04	-6.9096+04	-6.8741+04	-6.9096+04
KCAL/KG	-3758.6181	-3835.4625	-3835.4157	-3815.7002	-3835.4157
KCAL/HR	-9.7350+06	-1.9945+08	-1.5342+08	-1.5263+08	-1.9944+08
<b>ENTROPY:</b>					
CAL/MOL-K	-36.9046	-41.1571	-41.1562	-39.9787	-41.1562
CAL/GM-K	-2.0485	-2.2845	-2.2845	-2.2191	-2.2845
<b>DENSITY:</b>					
MOL/CC	3.9910-02	4.2076-02	4.2076-02	4.1567-02	4.2076-02
GM/CC	0.7189	0.7580	0.7580	0.7488	0.7580
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

**ANNEXE 5**

**ET ET1 ETV H1 H17**

<b>STREAM ID</b>	<b>ET</b>	<b>ET1</b>	<b>ETV</b>	<b>H1</b>	<b>H17</b>
<b>FROM :</b>	<b>POMPE3</b>	<b>---</b>	<b>COLONNE</b>	<b>COLONNE</b>	<b>FLASHE2</b>
<b>TO :</b>	<b>M3</b>	<b>POMPE3</b>	<b>---</b>	<b>---</b>	<b>CONDS</b>
<b>SUBSTREAM: MIXED</b>					
<b>PHASE:</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>	<b>VAPOR</b>
<b>COMPONENTS: KMOL/HR</b>					
LINALOL	0.0	0.0	2.0013-11	1.6275-02	6.2706-07
DODECANE	0.0	0.0	1.4444-11	9.7214-05	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	1.7478-14	1.2079-04	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	5.5315-09	7.4587-04	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	3.1288-18	3.3389-04	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	0.0	0.0	6.7685-12	8.1685-20	2.7199
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	1.3860	1.3860	1.3790	6.9300-03	1.5220-08
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KMOL/HR	1.3860	1.3860	1.3790	2.4503-02	2.7199
KG/HR	100.0000	100.0000	99.5000	3.2234	49.0000
L/MIN	2.9399	2.9398	2.9251	7.9009-02	1025.8408
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	25.2170	25.0000	25.0000	71.2235	109.3355
PRES BAR	2.0000	1.0132	1.0132	1.0132	1.3900
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	1.0000
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>ENTHALPY:</b>					
CAL/MOL	-4.1480+04	-4.1490+04	-4.1490+04	-5.7338+04	-5.7098+04
KCAL/KG	-574.9125	-575.0531	-575.0531	-435.8564	-3169.4168
KCAL/HR	-5.7492+04	-5.7506+04	-5.7219+04	-1404.9761	-1.5530+05
<b>ENTROPY:</b>					
CAL/MOL-K	-131.2691	-131.2931	-131.2931	-196.6985	-9.2486
CAL/GM-K	-1.8193	-1.8197	-1.8197	-1.4952	-0.5133
<b>DENSITY:</b>					
MOL/CC	7.8573-03	7.8575-03	7.8575-03	5.1689-03	4.4190-05
GM/CC	0.5669	0.5669	0.5669	0.6799	7.9610-04
AVG MW	72.1502	72.1502	72.1502	131.5522	18.0153

## ANNEXE 5

H18 V14 V1L V1P V1PL

STREAM ID	H18	V14	V1L	V1P	V1PL
FROM :	CONDS	DECANTER	M10	HEATER1	E7
TO :	---	COLONNE	M8	C8	M10
<b>SUBSTREAM: MIXED</b>					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID
<b>COMPONENTS: KMOL/HR</b>					
LINALOL	6.2706-07	1.6275-02	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	9.7214-05	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	1.2079-04	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	7.4587-04	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	3.3389-04	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	2.7199	6.7685-12	89.3685	143.7668	80.7647
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	1.5220-08	1.3860	0.0	0.0	0.0
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KMOL/HR	2.7199	1.4035	89.3685	143.7668	80.7647
KG/HR	49.0000	102.7234	1610.0000	2590.0000	1455.0000
L/MIN	0.8201	2.9950	27.8930	62.1799	34.8561
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	30.0000	25.0055	94.6071	122.0000	119.5000
PRES BAR	1.3900	1.3900	1.9800	2.0000	1.9800
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>ENTHALPY:</b>					
CAL/MOL	-6.8178+04	-4.1821+04	-6.7015+04	-6.6973+04	-6.7015+04
KCAL/KG	-3784.4283	-571.4273	-3719.8993	-3717.5475	-3719.8993
KCAL/HR	-1.8544+05	-5.8700+04	-5.9891+06	-9.6286+06	-5.4125+06
<b>ENTROPY:</b>					
CAL/MOL-K	-38.6673	-132.5115	-35.1919	-34.9436	-35.0510
CAL/GM-K	-2.1463	-1.8105	-1.9534	-1.9396	-1.9456
<b>DENSITY:</b>					
MOL/CC	5.5274-02	7.8104-03	5.3400-02	3.8535-02	3.8618-02
GM/CC	0.9957	0.5716	0.9620	0.6942	0.6957
AVG MW	18.0153	73.1873	18.0152	18.0152	18.0152

## ANNEXE 5

VIPS VIS V2PL V2PS V2S

STREAM ID	VIPS	VIS	V2PL	V2PS	V2S
FROM :	DIV9	C2	E8	DIV9	PIPE
TO :	E7	PIPE	M10	E8	DIV9
<b>SUBSTREAM: MIXED</b>					
PHASE:	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID
<b>COMPONENTS: KMOL/HR</b>					
LINALOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	80.7647	89.3685	6.1059	6.1059	89.3685
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KMOL/HR	80.7647	89.3685	6.1059	6.1059	89.3685
KG/HR	1455.0000	1610.0000	110.0000	110.0000	1610.0000
L/MIN	34.8374	2.4117+04	2.6351	2.6337	38.5486
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	119.5000	122.0000	119.5000	119.5000	119.5000
PRES BAR	1.9800	2.0000	1.9800	1.9800	1.9800
VFRAC	0.0	1.0000	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	0.0	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>ENTHALPY:</b>					
CAL/MOL	-6.7026+04	-5.7003+04	-6.7015+04	-6.7026+04	-6.7026+04
KCAL/KG	-3720.4866	-3164.1644	-3719.8993	-3720.4866	-3720.4866
KCAL/HR	-5.4134+	-5.0944+06	-4.0919+05	-4.0926+05	-5.9901+06
<b>ENTROPY:</b>					
CAL/MOL-K	-35.0779	-9.7184	-35.0510	-35.0779	-35.0779
CAL/GM-K	-1.9471	-0.5394	-1.9456	-1.9471	-1.9471
<b>DENSITY:</b>					
MOL/CC	3.8639-02	6.1761-05	3.8618-02	3.8639-02	3.8639-02
GM/CC	0.6960	1.1126-03	0.6957	0.6960	0.6960
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

## ANNEXE 5

V3PL V3PS V55 V6 V7

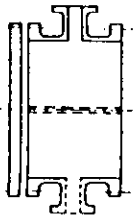
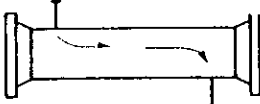
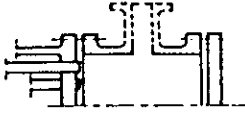
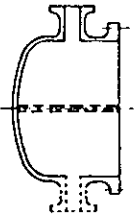
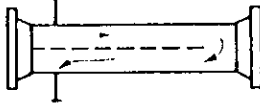
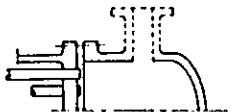
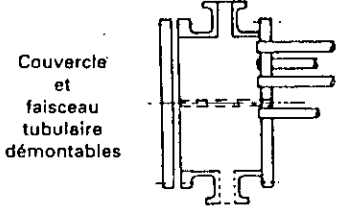
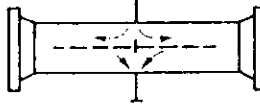
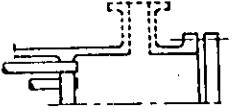
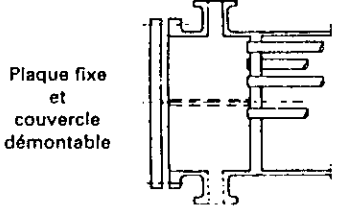
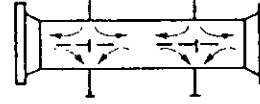

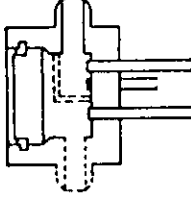
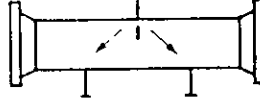
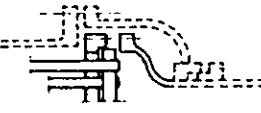
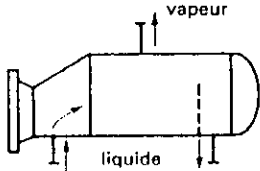

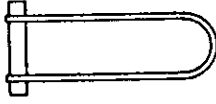
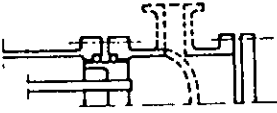
STREAM ID	V3PL	V3PS	V55	V6	V7
FROM :	E9	DIV9	C1	COND1	M3
TO :	M10	E9	COND1	M3	DECANTER
<b>SUBSTREAM: MIXED</b>					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID
<b>COMPONENTS: KMOL/HR</b>					
LINALOL	0.0	0.0	1.6276-02	1.6276-02	1.6276-02
DODECANE	0.0	0.0	9.7214-05	9.7214-05	9.7214-05
HUMULENE	0.0	0.0	1.2079-04	1.2079-04	1.2079-04
OCTANAL	0.0	0.0	7.4587-04	7.4587-04	7.4587-04
ACIDE-M	0.0	0.0	3.3389-04	3.3389-04	3.3389-04
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	2.4978	2.4978	54.3982	54.3982	54.3982
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	1.3860
<b>TOTAL FLOW:</b>					
KMOL/HR	2.4978	2.4978	54.4158	54.4158	55.8018
KG/HR	45.0000	45.0000	982.7235	982.7235	1082.7235
L/MIN	1.0780	1.0774	2.1002+04	16.4421	19.3746
<b>STATE VARIABLES:</b>					
TEMP C	119.50000	119.5000	118.0000	25.0000	25.0000
PRES BAR	1.9800	1.9800	1.3900	1.3900	1.3900
VFRAC	0.0	0.0	1.0000	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	0.0	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
<b>ENTHALPY:</b>					
CAL/MOL	-6.7015+04	-6.7026+04	-5.7022+04	-6.8267+04	-6.7602+04
KCAL/KG	-3719.8993	-3720.4866	-3157.4674	-3780.1372	-3484.1036
KCAL/HR	-1.6740+05	-1.6742+05	-3.1030+06	-3.7149+06	-3.7724+06
<b>ENTROPY:</b>					
CAL/MOL-K	-35.0510	-35.0779	-9.1144	-39.0303	-41.3182
CAL/GM-K	-1.9456	-1.9471	-0.5046	-2.1612	-2.1294
<b>DENSITY:</b>					
MOL/CC	3.8618-02	3.8639-02	4.3183-05	5.5159-02	4.8002-02
GM/CC	0.6957	0.6960	7.7986-04	0.9961	0.9313
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0595	18.0595	19.4030

## ANNEXE 5

V8 V99  
-----

<b>STREAM ID</b>	<b>V8</b>	<b>V99</b>
<b>FROM :</b>	<b>DECANTER</b>	<b>EC-1 V5</b>
<b>TO :</b>	<b>EC-1</b>	<b>FLASHE2</b>
<b>SUBSTREAM: MIXED</b>		
<b>PHASE:</b>	<b>LIQUID</b>	<b>LIQUID</b>
<b>COMPONENTS: KMOL/HR</b>		
LINALOL	6.2707-07	6.2707-07
DODECANE	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0
H2O	54.3982	54.3982
ACETATE-	0.0	0.0
PENTANE	1.5220-08	1.5220-08
<b>TOTAL FLOW:</b>		
KMOL/HR	54.3982	54.3982
KG/HR	980.0001	980.0001
L/MIN	21.6225	22.6201
<b>STATE VARIABLES:</b>		
TEMP C	25.0055	82.0000
PRES BAR	1.3900	1.3900
VFRAC	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0
<b>ENTHALPY:</b>		
CAL/MOL	-6.8993+04	-6.7812+04
KCAL/KG	-3829.6904	-3764.1244
KCAL/HR	-3.7532+06	-3.6889+06
<b>ENTROPY:</b>		
CAL/MOL-K	-40.8061	-37.1811
CAL/GM-K	-2.2650	-2.0638
<b>DENSITY:</b>		
MOL/CC	4.1930-02	4.0081-02
GM/CC	0.7553	0.7220
AVG MW	18.0152	18.0152

## ANNEXE 6

Extrémité avant (types de boîtes fixes)		Types de calandres		Extrémité arrière (types de boîtes)	
A		E		L	
	Boîte avec couvercle démontable		Simple passe		Plaque tubulaire formant bride de calandre, avec boîte type A
B		F		M	
	Boîte à fond bombé monobloc		Deux passes avec chicane longitudinale		Plaque tubulaire formant bride de calandre, avec boîte type B
C		G		N	
	Couvercle et faisceau tubulaire démontables		Circuit divisé par chicane longitudinale		Plaque tubulaire soudée à l'intérieur de la calandre, avec boîte type C
C		H		P	
	Plaque fixe et couvercle démontable		Double circuit divisé par chicanes longitudinales		Tête glissante extérieure avec presse garniture
D		J		S	
	Boîte spéciale pour haute pression		Circuit divisé par chicanes transversales		Tête flottante à contre-bride
		K		T	
			vapeur liquide Rebouilleur type Kettle		Tête flottante à passage libre
				U	
				U	Faisceau tubulaire en U
				W	
				W	Tête glissante intérieure avec presse-étoupe à détecteur de fuite

**FIG IV.9 : Désignation des échangeurs TEMA**



## ANNEXE 7

### LONGUEUR DE CHAUFFAGE SENSIBLE DANS L'EVAPORATEUR

$$T_3 - T_2 = \frac{\Delta T / \Delta L}{\Delta P / \Delta L} (P_2 - P_3)$$

$$T_3 - T_4 = \left( \frac{\Delta T}{\Delta P} \right)_s (P_4 - P_3)$$

$$P_2 - P_3 = (T_3 - T_2) \frac{\Delta P / \Delta L}{\Delta T / \Delta L} \quad (1)$$

$$P_3 - P_4 = \left( \frac{\Delta T}{\Delta P} \right)_s (T_3 - T_4) \quad (2)$$

$$(1) + (2) \Rightarrow P_2 - P_4 = (T_3 - T_2) \frac{\Delta P / \Delta L}{\Delta T / \Delta L} + \left( \frac{\Delta T}{\Delta P} \right)_s (T_3 - T_4)$$

$T_2 \approx T_4$ , d'où :

$$P_2 - P_4 = (T_3 - T_4) \left[ \frac{\Delta P / \Delta L}{\Delta T / \Delta L} + \left( \frac{\Delta P}{\Delta T} \right)_s \right] \quad (3)$$

$$(1) / (3) \Rightarrow \frac{P_2 - P_3}{P_2 - P_4} = \frac{(T_3 - T_2)}{(T_3 - T_4)} \cdot \frac{\frac{\Delta P / \Delta L}{\Delta T / \Delta L}}{\frac{\Delta P / \Delta L}{\Delta T / \Delta L} + \left( \frac{\Delta P}{\Delta T} \right)_s}$$

$$\frac{P_2 - P_3}{P_2 - P_4} = \frac{\left( \frac{\Delta P}{\Delta T} \right)_s}{\frac{\Delta T / \Delta L}{\Delta P / \Delta L} + \left( \frac{\Delta P}{\Delta T} \right)_s} = \frac{\Delta L_{2-3}}{\Delta L_{2-4}} \quad (4)$$

avec :  $\Delta T / \Delta L$  est le gain de température par unité de longueur.

$\Delta P / \Delta L$  est le gain de pression par unité de longueur.

$(\Delta T / \Delta P)_s$  est la pente de la courbe de tension de vapeur.