

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique

L'ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE
Département de Génie - chimique



Présentée par Mademoiselle **Nafila ZOUAGHI**
Ingénieur d'état, diplômée à l'ENP - Alger

Sous la direction de Monsieur **El-Hadi BENYOUSSEF**
Maître de conférences à l'ENP - Alger

Intitulé

**CONTRIBUTION A L'ETUDE DU PROCEDE
D'EXTRACTION DE L'HUILE ESSENTIELLE DES
GRAINES DE CORIANDRE. APPLICATION DES
RESULTATS A L'ECHELLE INDUSTRIELLE.**

Soutenu le 14 Novembre 2001 devant la commission d'examen :

M. C.E. CHITOUR	Professeur à l'ENP - Alger	Président
M. B. AZZOUT	Professeur à l'INA - Alger	Examineur
M ^m . R. DERRICHE	Maître de conférences à l'ENP - Alger	Examineur
M. K. BOUZIANE	Chargé de cours à l'ENP - Alger	Examineur
M. E.H. BENYOUSSEF	Maître de conférences à l'ENP - Alger	Rapporteur
M ^m . S. CHARCHARI	Maître de conférences à l'ENP - Alger	Invitée



DEDICACES

*A la mémoire de mon père,
A ma mère,
A tous ce qui me sont chers.*

En signe de reconnaissance et de profonde gratitude.

MA FIDA

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

الصناعي.
يتناول هذا العمل في أول مرحلة دراسة العلاقة التي تتواجد ما بين البحث في طريقة تحديد مكان تجمع قطرات الزيت في النسيج الخلوي لحبة القصبير و مكونات زيوتها التي أنتجت بعدة طرق. و قمنا من جهة ثانية، بتمثيل وحدتي لاستخلاص الزيت تتم بها العملية بطريقة الجرف ببخار الماء، تبلغ سعة الوحدة الأولى من المادة مقدار 100 كلغ / ساعة و الثانية 1000 كلغ / ساعة و ذلك بالمثل ASPEN PLUS. و على ضوء النتائج المحصل عليها في المخبر و التمثيل قمنا بتصميم أهم التجهيزات لتركيب وحدتي الإنتاج. و في الأخير قمنا بدراسة اقتصادية لتخمين تكلفة الوحدتين المصممتين.

RESUME : Contribution à l'étude du procédé d'extraction de l'huile essentielle des graines de coriandre. Application des résultats à l'échelle industrielle.

Le présent travail consiste en un premier temps en l'étude de la relation qui pourrait exister entre l'histologie des graines de coriandre et la composition de leurs essences produites par différents procédés.

Nous avons ensuite simulé deux unités d'extraction par entraînement à la vapeur d'eau, l'une de 100 Kg/h et l'autre de 1000 Kg/h, au moyennant l'outil ASPEN PLUS. A la lumière des résultats expérimentaux et de la simulation, nous avons dimensionné les principaux équipements des deux unités.

Enfin, dans une dernière partie, nous nous sommes intéressés à une évaluation technico-économique des unités dimensionnées.

ABSTRACT : Contribution of study extraction process seeds coriander essential oil. Application of results to industrial scale.

The present work consists of the study in the first step relation between the coriander's seeds histology, and the oil compositions produced by different processes.

We have also simulated two extraction unites by steam vapor, the flow woes respectively 100 Kg /h and 1000 Kg/h using ASPEN PLUS. By starting from experimental results, we have dimensioned the main equipments of two unites.

At last, we aims for the technico-economic evaluation.

MOTS CLES

Coriandrum sativum L.,
Nigella sativa L.,
Huile essentielle,
Analyses qualitatives,
Hydrodistillation,
Entraînement à la vapeur d'eau,
Extraction par solvant,
Unité industrielle d'extraction,
Simulation,
Dimensionnement,
Estimation du coût,
Etude économique et financière,
Détermination de la rentabilité.

REMERCIEMENTS

Ce travail a été réalisé au laboratoire de valorisation des ressources végétales régionales du département de Génie-chimique de l'Ecole Nationale Polytechnique- Alger, sous la direction de Monsieur Benyoussef, maître de conférence.

Qu'il trouve ici l'expression de ma profonde gratitude et de mes vifs remerciements pour m'avoir confié ce sujet, de m'avoir aidé et guidé et que je ne saurai jamais assez remercier pour ce qu'il a fait.

J'exprime mes respectueux remerciements à Monsieur le Professeur C.E Chitour, Professeur à l'Ecole Nationale Polytechnique- Alger, pour l'honneur qu'il me fait de présider le jury.

*Que Madame R.Derriche, Maître de conférences,
Madame S.Charchari, Maître de conférences,
Monsieur B.Azzout, Professeur à l'I.N.A,
Monsieur K.Bouziane, Chargé de cours à l'ENP.*

Trouvent ici l'expression de mes vifs remerciements pour avoir accepté de juger ce travail.

La réalisation des coupes microscopiques de notre matière végétale n'aurait pu se faire sans l'aide de M^m Ben hassir, Ingénieur d'application à l'I.N.A, qu'elle trouve ici ma profonde gratitude et sympathie. Je tiens à remercier également Monsieur Keddad, chef de département botanique à l'I.N.A, pour son aide précieuse.

Que mes collègues et amis de l'ENS trouvent ici l'expression de tous mes remerciements et ma profonde reconnaissance pour leur soutien moral, leurs encouragements et leur aide.

Que mes amis de l'ENP trouvent ici l'expression de tous mes remerciements et ma profonde reconnaissance pour leur soutien moral, leurs encouragements et leur aide, en particulier Rachid, Sofiane et Kamel.

LISTE DES SYMBOLES ET ABREVIATIONS

ETUDE BOTANIQUE ET HISTOLOGIQUE

C.G	:	chromatographie en phase gazeuse
C.G / S.M	:	chromatographie en phase gazeuse couplée à la spectrométrie de masse
C.G / IF	:	chromatographie en phase gazeuse couplée à l'infrarouge
D.M.S.O	:	démithylsulfoxyde
E.V.E	:	entraînement à la vapeur d'eau
IR	:	infrarouge
R _H	:	Rendement en huile essentielle
T.H.F	:	tétrahydrofuranne
I.N.A	:	Institut National d'Agronomie

SIMULATION

D	:	débit massique [Kg/h], débit molaire [Kmol/h]
f	:	fugacité
P	:	pression
R	:	constante des gaz parfaits
T	:	température
V	:	volume
W	:	facteur acentrique

Indices

I	:	relatif à l'espèce chimique considérée
C	:	critique
R	:	réduit

Exposants

1	:	phase 1
2	:	phase 2

DIMENSIONNEMENT

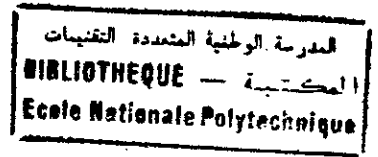
a	aire interfaciale spécifique par unité de volume [m^{-1}]
a_c	section de la calandre [m^2]
a_t	section des tubes [m^2]
A_0	surface d'échange installée [m^2]
A	surface d'échange calculée [m^2]
B	espacement entre chicanes [cm]
c	distance minimale de passage [cm]
C	concentration du soluté dans la phase dispersée [kg/m^3]
C_c'	concentration adimensionnelle de soluté dans la phase dispersée [kg/m^3]
d	diamètre interne de la tige de la vis convoyeuse [m]
d_p	diamètre moyen des particules [μ]
D	diamètre [m]
D_{ca}	diamètre interne de la calandre [cm]
e	épaisseur [mm]
e_c	épaisseur du calorifuge [mm]
e_v	quantité d'eau évaporée [kg/hr]
E	coefficient de soudure
F	efficacité de la pompe
E_M	efficacité de Murphree
f	facteur de friction
F	facteur de forme
FF	résistance d'encrassement [$(kcal/hr.m^2.°C)^{-1}$]
Fs	facteur de sécurité
g	accélération de la pesanteur, $g = 9.81 m/s^2 = 32.2 ft/s^2$.
Z	hauteur du garnissage [m]
h	coefficient de film [$kcal/hr.m^2.°C$]
h_c	hauteur différentielle [m]
h_{tc}	coefficient de film coté tube rapportée à la surface externe [$kcal/hr.m^2.°C$]
H	hauteur [m]
H_w	enthalpie massique de l'air [kcal/kg]
HEFT	hauteur équivalente à un plateau théorique [m]
Hr	rétenion du liquide dans la colonne [m^3/m^3]
H_{rw}	rétenion de l'eau dans la colonne [m^3/m^3]
H_u	humidité de l'air [kg d'eau /kg d'air sec]
K_{od}	coefficient global de transfert relatif à la phase solide (dispersée) [m/s]
L	longueur [m]
L_c	Longueur du tube de l'extracteur [m]
m	constante d'équilibre à l'interface

n_t	nombre d'étages théoriques
N	vitesse de rotation de la vis convoyeuse
N_u	nombre d'unités de transfert
N_c	nombre de chicanes
N_t	nombre de tubes
N_u	nombre de Nusselt
N_p	nombre de passes coté tube
p	pas de tube [cm]
P	pression effective [bar]
P_e	pression partielle de l'eau [bar]
Pr	nombre de Prandtl
ΔP	perte de charge [bar]
Q	quantité de chaleur [kcal/hr]
R	pas de la vis convoyeuse [m]
Re	nombre de Reynolds
t	température du fluide froid [°C]
t_s	temps de séjour [mn]
T	température du fluide chaud [°C]
U	coefficient de transfert de chaleur [kcal/hr.m ² .°C]
v	vitesse d'écoulement
v_T	vitesse limite [m/s]
v_H	vitesse horizontale [m/s]
V	volume [m ³]
VVH	vitesse spatiale [kg/m ³ .hr]
W	débit massique [kg/hr]
x	nombre de plateaux ou de supports de garnissage
X	fraction vaporisée
Y	concentration de soluté dans la phase continue [kg/m ³]
Z	nombre de spires de la vis convoyeuse
α	coefficient de partage
ϕ	débit volumique [m ³ /s]
λ	conductivité thermique [kcal/hr.m.°C]
μ	viscosité [cP]
ρ	masse volumique [kg/m ³]
σ	contrainte admissible [bar]
τ	temps d'extraction [hr]

Indices

e	à l'entrée
c	continue

Ca	calandre
d	dispersée
l	liquide
L1	phase organique
L2	phase aqueuse
s	en sortie
v	vapeur
t	tube



Exposant

- à l'équilibre

ETUDE ECONOMIQUE ET FINANCIERE

CV	charges variables
CS	charges fixes
I	investissement
I ₀	investissement initial
M	marge
P	produit de l'activité
DA	dinar Algérien
\$	dollar Américain

LISTE DES TABLEAUX

TABLEAU.I-1:	Composition de l'huile essentielle des graines18 de coriandre selon Karlsen et coll.
TABLEAU.I-2:	Composition chimique et teneur relative des constituants20 de différents extraits de graines de coriandre finlandais et commerciaux selon Hirvi et coll.
TABLEAU.I-3:	Composition chimique et teneur relative des constituants22 de l'huile essentielle du fruit de coriandre, selon Lamparsky et Klimes .
TABLEAU.I-4:	Phénols et acides carboxyliques identifiés dans l'huile.....23 essentielle de coriandre, selon Heide et coll.
TABLEAU.I-5:	Variabilité inhérente à la maturité du fruit de coriandre dans.....24 la composition chimique des principaux constituants, selon Lawrence.
TABLEAU.I-6:	Composition chimique et teneur relative des constituants.....25 de l'huile essentielle des graines coriandre immatures, selon Lawrence.
TABLEAU.I-7:	Comparaison de la composition chimique du coriandrum.....26 sativum à différents stades de sa maturité, selon Lawrence.
TABLEAU.I-8:	Composition chimique et teneur relative des constituants.....28 de l'huile essentielle des feuilles de coriandre, selon Potter et Fagerson.
TABLEAU.I-9:	Composition chimique et teneur comparative des constituants.....29 d'huile essentielle de coriandre de l'Argentine et de la Russie selon Bandori et coll.
TABLEAU.I-10:	Composition chimique et teneur d'huile essentielle de coriandre.....30 obtenue par hydrodistillation et entraînement à la vapeur d'eau.
TABLEAU.I-11:	Quelques différences chimiques entre huile essentielle de.....31 coriandre typique et âgée.
TABLEAU.I-12:	Composition chimique des cinq huiles essentielles.....32
TABLEAU.I-13:	Activité antimicrobienne des huiles de coriandre.....33
TABLEAU.I-14:	Composition chimique de la fraction volatile de la concrète.....34 produite par extraction des graines de coriandre au pentane.
TABLEAU.I-15:	Composition chimique des fractions volatiles récupérées par.....35 entraînement à la vapeur d'eau des différentes concrètes.
TABLEAU.I-16:	Composition chimique des huiles essentielles récupérées par.....36 hydrodistillation des graines préalablement épuisées par différents solvants.

TABLEAU.I-17: Rendements RH en huile essentielle obtenus lors de.....	37
l'hydrodistillation des graines de coriandre d'Algérie pour trois granulométries différents.	
TABLEAU.III-1: Principaux composants de l'huile essentielle.....	64
TABLEAU.III-2: Modèles utilisés.....	66
TABLEAU.IV-1: Dimensionnement du tapis d'alimentation.....	74
TABLEAU.IV-2: Dimensionnement de l'extracteur.....	91
TABLEAU.IV-3: Dimensionnement des pompes d'alimentation.....	94
TABLEAU.IV-4: Evaluation de la puissance utile de la chaudière.....	97
TABLEAU.IV-5: Dimensionnement du décanteur.....	105
TABLEAU.IV-6: Les résultats de la simulation.....	107
TABLEAU.IV-7: Dimensionnement de la colonne.....	112
TABLEAU.IV-8: Dimensionnement du ballon de reflux de la colonne.....	113
TABLEAU.V-1: Calcul du coût total du matériel de unité de 100 Kg/h.....	132
TABLEAU.V-2: Calcul du coût total du matériel de l'unité de 1000Kg/h.....	132
TABLEAU.VI-1: Etat des importations des produits désignés pour l'année 1996.....	134
TABLEAU.VI-2: Etat des importations des produits désignés pour l'année 1997.....	134
TABLEAU.VI-3: Etat des importations des produits désignés pour l'année 1998.....	135
TABLEAU.VI-4: Etat des importations des produits désignés pour l'année 99.....	135
TABLEAU.VI-5: Structure du capital de l'unité.....	137
TABLEAU.VI-6: Financement de l'investissement.....	138
TABLEAU.VI-7: Evolution de la production en DA.....	139
TABLEAU.VI-8: Evaluation des annuités en DA.....	140
TABLEAU.VI-9: Evaluation de l'amortissement en DA.....	141
TABLEAU.VI-10: Frais de personnel.....	143
TABLEAU.VI-11: Délai de récupération.....	144
TABLEAU.VI-12: Tableau comparatif entre les différentes variantes du projet.....	147

LISTE DES FIGURES

FIGURE 1:	Vue générale de la plante de <i>Nigella sativa</i> L.....	4
FIGURE 2:	Vue générale de la plante de <i>Coriandrum sativum</i> L.....	6
FIGURE 3:	Fruit de coriandre. Structure anatomique.....	7
FIGURE 4:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de nigelle (calibre 80).....	10
FIGURE 5:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de nigelle (calibre 350).....	10
FIGURE 6:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre (calibre 80).....	12
FIGURE 7:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre (calibre 350).....	12
FIGURE 8:	Schéma du dispositif expérimental d'extraction par solvant dans un soxhlet.....	44
FIGURE 9:	Schéma du dispositif expérimental d'hydrolyse.....	44
FIGURE 10:	Schéma du dispositif expérimental de l'hydrodistillation.....	45
FIGURE 11:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine.....	50
	de coriandre témoin (calibre 40).	
FIGURE 12:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine.....	50
	de coriandre témoin (calibre 80).	
FIGURE 13:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine.....	50
	de coriandre témoin (calibre 320).	
FIGURE 14:	Chromatogramme de l'huile essentielle obtenue par.....	51
	hydrodistillation, des graines de coriandre.	
FIGURE 15:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée par.....	52
	hydrodistillation (calibre 40).	
FIGURE 16:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée.....	52
	par hydrodistillation (calibre 80).	
FIGURE 17:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée par.....	52
	hydrodistillation (calibre 320).	
FIGURE 18:	Chromatogramme de la fraction volatile de l'extrait obtenu par.....	53
	épuisement des graines de coriandre dans l'hexane.	
FIGURE 19:	Chromatogramme de l'huile essentielle, obtenue par hydrodistillation,.....	54
	des graines de coriandre, préalablement épuisées dans l'hexane.	
FIGURE 20 :	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine.....	55
	de coriandre traitée avec l'hexane (calibre 40).	
FIGURE 21:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine.....	55
	de coriandre traitée avec l'hexane (calibre 80).	

FIGURE 22:	Vue détaillée de la coupée transversale de la graine de coriandre traitée avec l'hexane (calibre 320).	
FIGURE 23:	Chromatogramme de la fraction volatile de l'extrait obtenu par épuisement des graines de coriandre dans le D.M.S.O.	57
FIGURE 24:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée au D.M.S.O (calibre 40).	58
FIGURE 25:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine. de coriandre traitée au D.M.S.O (calibre 80).	58
FIGURE 26:	Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée au D.M.S.O (calibre 320).	58
FIGURE 28:	Méthode générale de développement des procédés.	60
FIGURE 29:	Schéma de l'unité d'extraction des huiles.	63
FIGURE 30:	Système d'alimentation du solide.	73
FIGURE 31:	Schéma de l'extracteur.	81
FIGURE 32:	Caractéristiques internes de l'extracteur.	82
FIGURE 33:	Alimentation en solide et évacuation des vapeurs de tête.	88
FIGURE 34:	Système évacuation du solide épuisé.	89
FIGURE 35:	Chaudière à thermopongeurs.	97
FIGURE 36:	Décanteur huile-eau.	99
FIGURE 37:	Evolution de la perte de charge en fonction des débits gazeux pour un débit Log G liquide constant dans une colonne à garnissage.	107
FIGURE 38:	Evaporateur à tubes verticaux longs.	116
FIGURE 39:	Profil de température dans le condenseur (C-1).	118
FIGURE 40:	Seuil de rentabilité pour l'unité de 100 Kg/h (1 ^{ère} variante).	146
FIGURE 41:	Seuil de rentabilité pour l'unité de 100 Kg/h (2 ^{ème} variante).	146
FIGURE 42:	Seuil de rentabilité pour l'unité de 1000 Kg/h (les deux variantes).	146

SOMMAIRE

INTRODUCTION	1
<u>CHAPITRE.I</u> : étude botanique	3
<u>CHAPITRE.II</u> : étude histologique	40
<u>CHAPITRE.III</u> : simulation	60
<u>CHAPITRE.IV</u> : dimensionnement	73
<u>CHAPITRE.V</u> : estimation du coût du projet	127
<u>CHAPITRE.VI</u> : étude économique et financière	133
CONCLUSION	148
BIBLIOGRAPHIE	
ANNEXE	

INTRODUCTION

INTRODUCTION

Le monde végétal offre des ressources inépuisables et l'homme, depuis les temps les plus anciens, a appris à utiliser les végétaux avec opportunité pour ses besoins élémentaire, en ramassant tout d'abord les racines, les feuilles, les graines et les fruits sauvages et en se consacrant ensuite à la culture des espèces les plus intéressantes pour être sûr d'obtenir une récolte abondante[1].

L'emploi empirique des plantes comme arômes et remèdes remonte à la plus haute antiquité. Les Egyptiens, les Perses et les Grecs, à l'époque procédaient à l'extraction des huiles essentielles et mettaient à profit leurs propriétés aromatisantes et médicinales[1].

De nos jours, les plantes médicinales et aromatiques présentent une grande importance pour notre pays. Afin de pouvoir valoriser cette richesse naturelle, il est nécessaire d'extraire leurs essences, produits très recherchés par l'industrie alimentaire, pharmaceutique, du parfum et la cosmétique. Dans le cadre de cette étude, nous nous sommes intéressés à la valorisation de deux plantes : *Coriandrum sativum L.* et *Nigella sativa L.*

Dans un premier chapitre introductif, rappelant les travaux antérieurs menés sur la coriandre et la nigelle, nous présenterons les matières végétales et plus précisément leurs fruits.

Les essences ou les huiles essentielles se forment dans un grand nombre de plantes comme sous produits du métabolisme secondaire. Ces huiles s'accumulent dans certains tissus au sein des cellules ou de réservoir d'essence. Des travaux antérieurs ont montré la possibilité d'existence d'une réaction chimique qui libérerait de nombreux constituants de l'huile essentielle. Afin d'élucider les phénomènes qui s'y passent, nous nous sommes proposé d'effectuer des extractions avec différents solvants et de réaliser une étude histologique des graines de coriandre, avant et après traitement [2 , 3].

Par la suite, nous proposons la conception et la simulation de trois unités industrielles d'extraction d'huiles essentielles par entraînement à la vapeur d'eau (100 Kg / h hexane, 100 Kg / h pentane et 1000 Kg / h pentane).

A la lumière des résultats de simulation et des travaux antérieurs, nous avons procédé au dimensionnement des principaux équipements des trois unités d'extraction.

De nos jours, une activité économique considérable se développe tant pour les arômes artificiels que naturels, et la recherche d'une production élevée et variée pose le problème de la valorisation de nouvelles espèces végétales et de la mise en œuvre de procédés d'extraction. C'est dans ce contexte que nous procéderons à une estimation du coût des unités, ainsi qu'à une étude technico - économique de l'installation. Une étude financière nous permettra de déterminer la rentabilité du projet.

CHAPITRE .I

ETUDE BOTANIQUE

I.1- Description botanique	3
I.1.1- <i>Nigella sativa L.</i>	3
I.1.2- <i>Coriandrum sativum L.</i>	5
I.1.3- Mode opératoire	8
I.1.4- Interprétation des coupes	8
I.2- Utilisation	13
I.2.1- <i>Nigella sativa L.</i>	13
I.2.2- <i>Coriandrum sativum L.</i>	14
I.3- Travaux antérieurs	15
I.3.1- <i>Nigella sativa L.</i>	15
I.3.2- <i>Coriandrum sativum L.</i>	17

I.1 - DESCRIPTION BOTANIQUE

I.1.1- *Nigella sativa* L

La *Nigella sativa* L., de la famille des ranunculacées, est souvent appelée Cumin noir, quatre épices ou toute-épice, nigelle cultivée, sanoudj, kemoun açoued ou zerara [4 , 5] (Figure 1).

C'est une plante herbacée verte, plus ou moins pubescente, à tige dressée, côtelée et anguleuse [6]. Sa hauteur ne dépasse pas 50 cm [7]. Les feuilles sont multifides ; les feuilles inférieures sont pétiolées, et les supérieures sessilées, linéaires et sous forme de fer de lance.

Les fleurs sont assez petites, de 2 à 2,5 cm de diamètre. Chacune d'elles contient cinq sépales ; ces derniers, de couleur bleuâtre avec une tache verte au sommet et de forme ovale, sont plus ou moins acuminés et portent quelques poils épars sur le dos.

Les pétales sont ordinairement au nombre de huit ; ils sont largement onguiculés et très peu pubescents (encore moins que les sépales).

Les étamines, de couleur jaune et de 1,5 cm de longueur, sont oblongues et à peine apiculées. Le gynécée est composé de quatre à six carpelles lisses, soudées seulement dans leur moitié inférieure et à trois nervures saillantes.

Les fruits sont des capsules divisées en cinq vésicules, renfermant des graines noires [8]. Ces graines sont granuleuses, de forme pyramidale et à faces triangulaires sensiblement planes, marquées de rides transversales et finement chagrinées. Leurs dimensions sont de un millimètre de largeur à la base et environ 1,5 mm de longueur. Les amandes sont blanches et huileuses ; l'écrasement de ces graines donne une odeur forte, aromatique, tenant du citron, du poivre et du saffran [6 , 4]. Leur goût est amer et piquant [9].

La *Nigella sativa* L. est l'une des quatre espèces de la *Nigella* L., les trois autres étant la *Nigella Damascena* L., la *Nigella Arvensis* L. et la *Nigella Hispanica* L. [9].

Originnaire du bassin oriental de la Méditerranée, cette plante se plaît en sol chauds et substantiels [5]; ainsi, elle est cultivée au sud de l'Europe, à l'Ouest de l'Asie et au Nord de l'Afrique [7]. La floraison se fait en avril et juin, et la récolte en août [5].

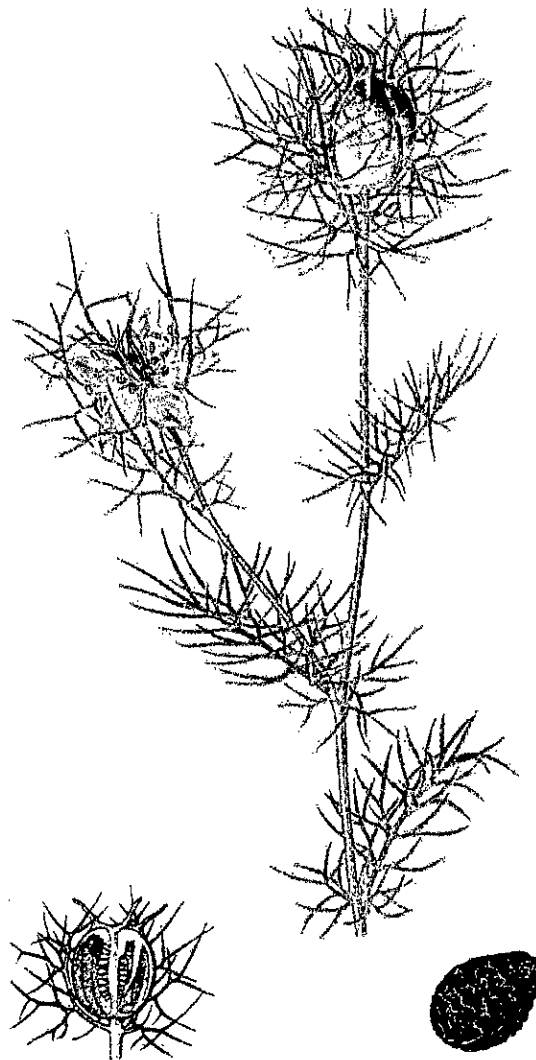


FIGURE 1 : Vue générale de la plante de *Nigella sativa* L.

I.1.2 - *Coriandrum sativum* L.

La coriandre, *Coriandrum sativum* L., appartient à la famille des ombellifères. C'est une plante herbacée, haute de 20 à 80 centimètres (Figure 2) et originaire du Moyen Orient [9 , 11]. Elle est cultivée en Europe, jusque dans les pays nordiques. Elle est devenue subspontanée en maints endroits et y constitue une mauvaise herbe des cultures.

Le fruit de coriandre est surtout utilisé comme condiment et fait partie de bon nombre de formules de liqueurs renommées. D'odeur désagréable et même fétide quand ils sont verts, les fruits à maturités prennent une odeur différente assez agréable. Le nom dérive du grec Koris , punaise, fait allusion à cette fétidité caractéristique [12 , 13].

La tige luisante, striée, grêle, porte des feuilles inférieures divisées en semant ovale, cunéiforme, incisé - denté, tandis que les feuilles supérieures sont 2-3 pinnatiséquées en lanières étroites [12 , 14 , 15]. Ombelles sans involucre à 5-10 rayons portant de jolies fleurs rosées, les centrales sont très petites à pétales égaux ; la partie externe du péricarpe s'exfolie, les fleurs sont larges de 6 à 8 millimètres avec des pétales en cœur et égaux. Le fruit mûr paraît lisse et son odeur est profondément modifiée [16].

Les fleurs de coriandre donnent des fruits caractéristiques, sphériques et striés, appelés schizocarpes [11]. Ceux-ci, verts d'abord, puis d'un brun clair, mesurent en moyenne 3 à 5 millimètres de diamètre [17]. Ils sont formés de deux méricarpes étroitement unis et portant chacun cinq côtes primaires, flexueuses et quatre côtes secondaires saillantes qui s'étendent de la base au sommet [18].

La plante préfère les sols calcaires, perméable frais, bien préparés et ensoleillés, elle végète dans des terrains acides. Sa résistance au froid est très grande.

On la sème en août ou bien en mars ; la culture d'hiver donne des plantes plus robustes, plus grandes et mûrissant plus tôt. La récolte dans les pays tempérés froids se fait en août.

Les fruits disséqués au soleil perdent leur odeur désagréable et donnent un arôme très particulier, suave et recherché [14].

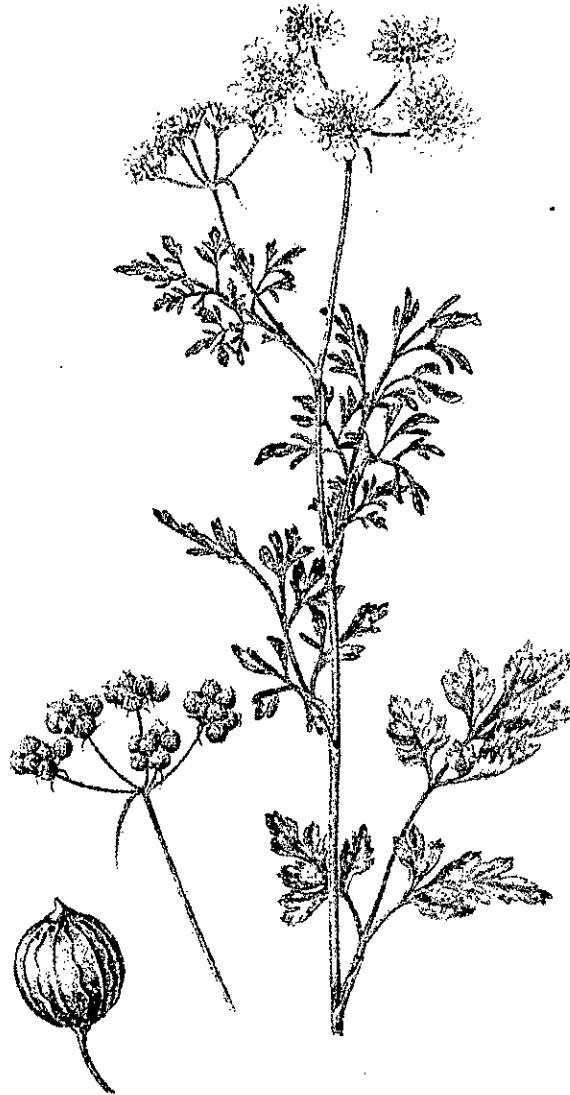
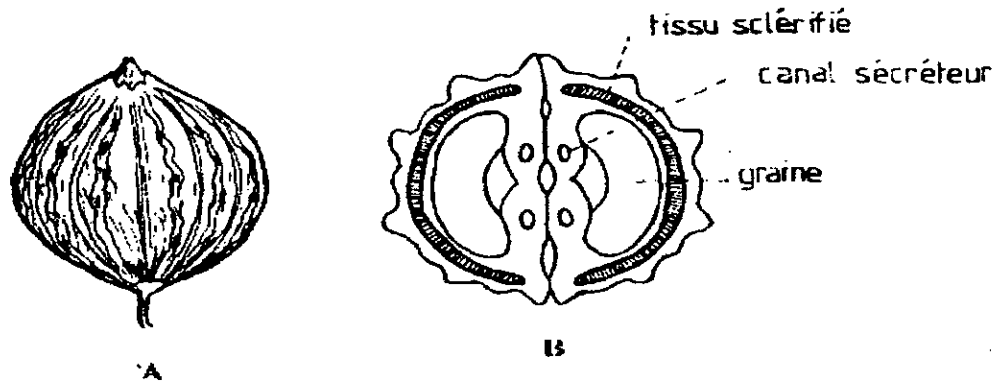


FIGURE 2 : Vue générale de la plante de *Coriandrum sativum* L.

La section transversale (figure A), de forme circulaire, est caractérisée par la présence dans le péricarpe d'une assise plus ou moins large de tissus lignifiés, formés de cellules fibreuses à parois épaisses (figure B). La graine est réniforme et présente, sur le milieu de sa face concave, une proéminence de chaque côté de laquelle sont symétriquement placés deux larges canaux sécréteurs [18, 19].



A : Fruit, B : Coupe transversale.

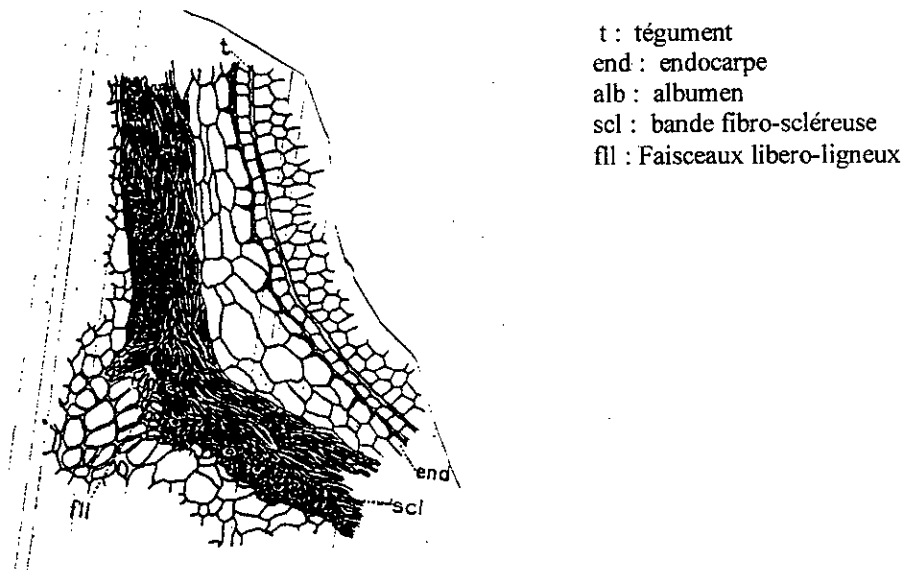


FIGURE 3 : Fruit de coriandre. Structure anatomique.

Nous avons réalisé la coupé des deux graines au département de Botanique de l'Institut National d'Agronomie (I.N.A. El-Harrach-Alger)

I.1.3- Mode opératoire

Prélèvement : coupe à main levée, à l'aide d'un scalpel.

Prétraitement : hypochlorite de sodium pendant 20 minutes.

Rinçage : eau distillée pendant une minute, puis acide acétique (5%) pendant 5 minutes.

Coloration : carmino-vert pendant 5 minutes (dite technique de double coloration).

Montage : les coupes ont été montées dans une goutte d'eau distillée entre lame et lamelle et observées immédiatement au microscope photonique de marque AUS JENA JENALUMAR.

La technique de la double coloration, qui fait appel au carmino-vert, conduit à la coloration des parois celluloses en rose et des parois lignifiées en vert.

I.1.4- Interprétation des coupes

I.1.4.1- Nigella sativa L.

a- Le tégument externe

Il est composé d'une seule assise de cellules mortes à parois épaisses lignifiées (colorées en vert-bleu), papilliformes, irrégulières, présentant à son extrémité une courbure concave. Le tégument est un ornement décoratif qui rappelle la forme des rides.

b- Le tégument interne

Il est composé de trois assises de cellules à parois celluloses ayant une forme allongée et aplatie tangentiellement. Nous pensons que ce tégument a pour rôle d'assurer la régénération du tégument externe lorsqu'il s'altère, au moment de la formation de la graine.

c- La couche protectrice (l'endosta)

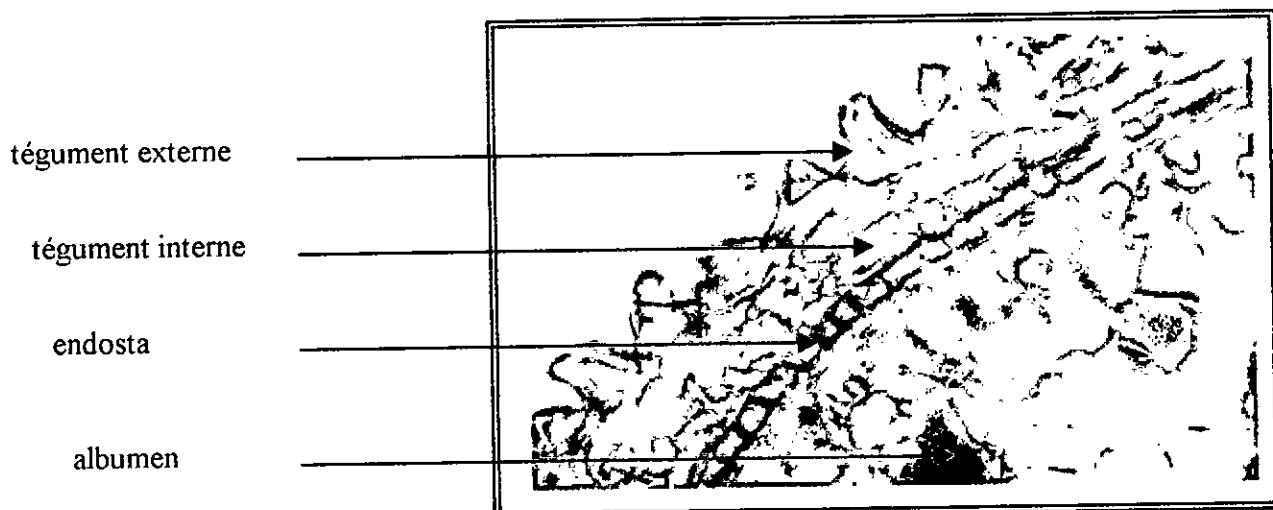
Elle est constituée d'une seule assise de cellules à section rectangulaire, allongées dans le sens tangentiel, à parois transversales et latérales. Les parois latérales vers l'intérieur sont imprégnées de lignine et rappellent la forme de l'endoderme des monocotylédones. Les parois latérales vers le tégument interne ne sont pas imprégnées de lignine.

L'observation de parois épaisses nous laisse supposer que cette couche protège les réserves en huile et autres, en empêchant la pénétration de quelques micro-organismes qui contiennent des pectases et des cellulases ayant une action destructrice sur les parois.

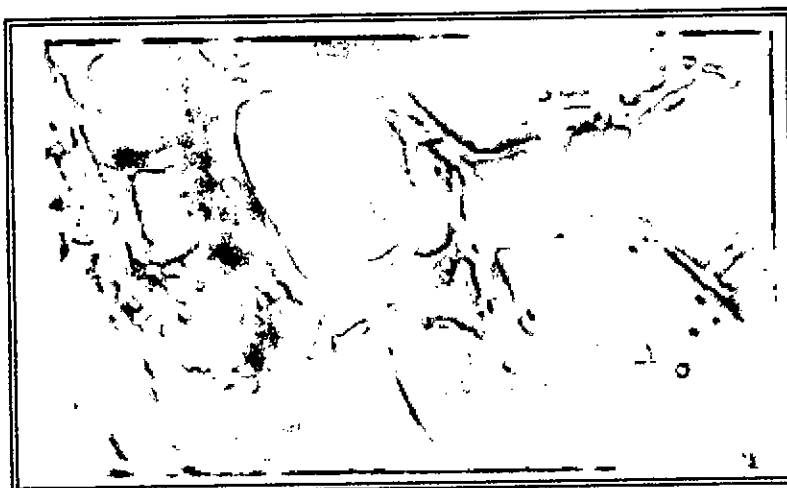
d- L'albumen

est un tissu de cellules vivantes, limitées par des cloisons cellulosiques. C'est un parenchyme de réserve, riche en amidon et en huile. On remarque au centre de la coupe, un "blanc". Nous supposons qu'il correspond à un vide accumulant des produits sécrétés par le tissu de réserve de la graine, dont on ignore la nature et la composition réelles.

En conclusion, nous pouvons dire que l'huile essentielle dans la graine se trouve dans des dépôts endogènes.



**FIGURE 4 : vue détaillée de la coupe transversale de la graine de nigelle
(calibre 80)**



**FIGURE 5 : vue détaillée de la coupe transversale de la graine de nigelle
(calibre 320)**

I.1.4.2- Coriandrum sativum L.

a- Faisceaux libero-ligneux du misocarpe

Ils forment une gaine fibro-scléreuse dorsale dans laquelle on distingue des faisceaux libero-ligneux correspondant aux côtes primaires. Dans la région interne du misocarpe, on observe deux ou trois rangées de cellules polygonales à parois épaisses et ponctuées.

b-L'endocarpe

Il est représenté par des cellules à section rectangulaire, étroites et allongées dans la même direction.

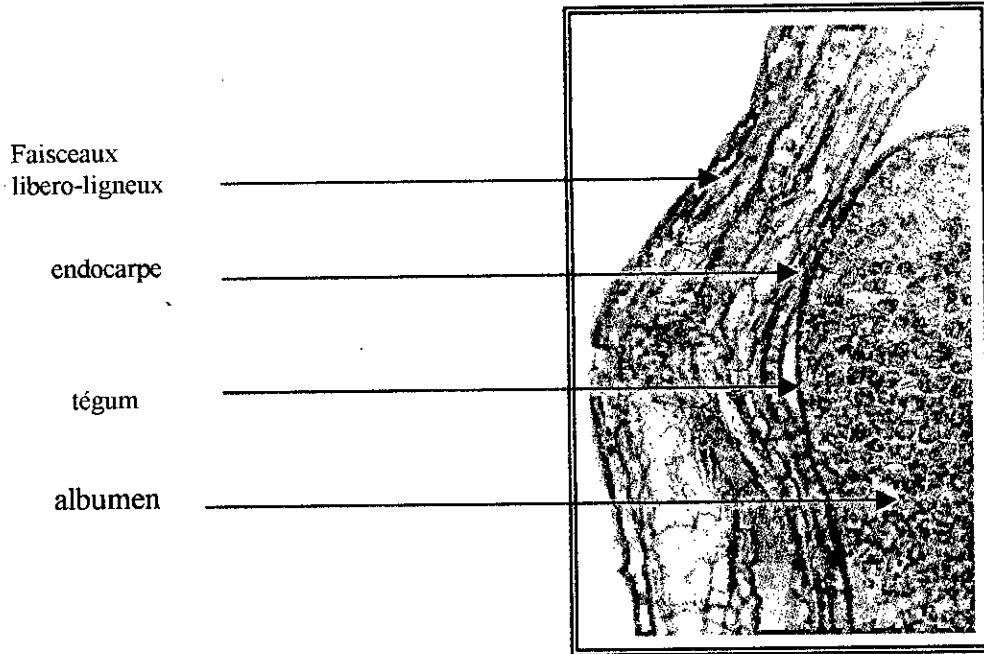
c- Le tégument

C'est une gaine comprenant deux assises de cellules, la première formée d'éléments à peu près isodiamétriques, la seconde d'éléments aplatis remplis de pigment.

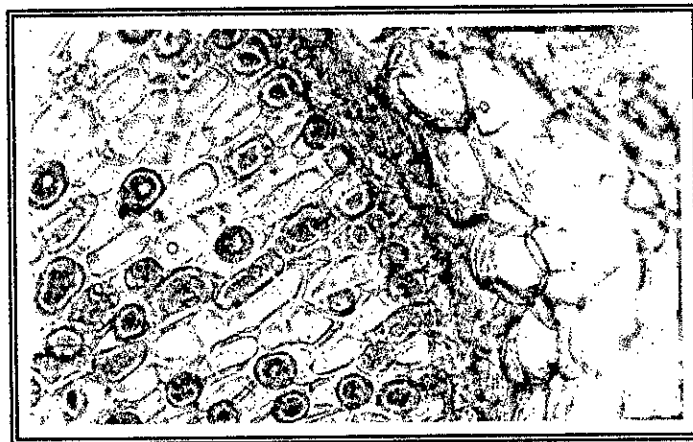
c- L 'albumen

Il est formé de cellules polygonales qui renferment de l'aleurone et des cristaux étoilés d'oxalate de calcium.

En conclusion nous constatons que l'huile essentielle de la graine de coriandre se trouve aussi dans des dépôts endogènes.



**FIGURE 6 : vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre
(calibre 80)**



**FIGURE 7 : vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre
(calibre 350)**

I.2 - UTILISATION

I.2.1 - *Nigella sativa L.*

La *Nigella sativa L.* a une utilisation historique très ancienne. En effet, elle fait partie des condiments observés sur les papyrus, les peintures murales et les sculptures de l'Égypte ancienne [20]. Elle fut aussi mentionnée par Hippocrate et dans la Bible [21].

Plusieurs savants musulmans s'intéressèrent à cette graine : Ibn Massa la recommanda contre la fièvre ; Ibn Sina contre les maux de tête, la paralysie faciale, la lèpre et les calculs rénaux ; Ahmed Ibn Ibrahim contre la chute de cheveux, les chancres et le tétanos ; Ibn El Bitar pour les femmes en couches, les problèmes rénaux et la gale [7].

La graine de nigelle était employée pour aromatiser le vin et comme aromate de boulangerie. Elle était aussi utilisée en Europe, au Moyen Âge, afin de remplacer les épices trop coûteuses pour certaines bourses [20].

Il y a quelques années, on a séparé de l'huile essentielle un composé carbonylé, la nigellone, actif contre le bronchospasme provoqué par l'histamine [20].

De nos jours, la *Nigella sativa L.* est utilisée comme condiment et comme emménagogue, cholagogue, carminatif, vermifuge, diurétique et stimulant de la sécrétion du lait chez les nourrices. Elle a aussi un effet décontractant sur la musculature lisse [4, 22, 23]. Il ne faut toutefois pas en abuser car, comme beaucoup d'espèces de ranunculacées, elle présente une nocivité plus ou moins accentuée [24].

I.2.2 - *Coriandrum sativum* L.

La *Coriandrum sativum* L. était une épice et un médicament chez les Grecs et les Romains, ces derniers la cultivaient déjà plusieurs siècles avant l'ère Chrétienne et, d'après Pline, la sorte préférée venait d'Egypte ; elle faisait partie des 900 espèces des capitulaires de Charlemagne et elle était connue en Angleterre avant la conquête des Normands[14] Les fruits de cette drogue végétale ont été trouvés dans les tombeaux de l'Egypte ancienne, elle servait de plantes médicinale et sacrificatoire[25].

Ce sont les graines qui présentent un intérêt médicinal. Elles contiennent jusqu'à 1% d'huile essentielle (*Oleum coriandri*) ce qui leur confère un rôle antispasmodique, l'huile étant riche en linalol [25, 26]. Elles sont utilisées comme digestives, carminatives et vermifuges. On les emploie en infusion, en cas de débilité de l'estomac et des voies digestives, de jaunisse, d'insuffisance hépatique, de fièvre typhoïde et d'affections colibacillaires. En médecine vétérinaire, on emploie ces semences contre les coliques des animaux [27, 28].

Les fruits de coriandre sont utilisés comme épice, dans l'alimentation afin d'assaisonner les plats ; ils apportent une saveur originale à la préparation culinaire dans laquelle ils sont incorporés, et sont pour une bonne part responsable des plaisirs de la table [10, 29]. On peut les utiliser pour parfumer aussi bien des plats sucrés que des plats épicés, des liqueurs et des confiseries [30]. Dans diverses régions, surtout orientales, on les ajoute aux légumes de conserve, à certaines espèces de pains et de gâteaux, on les confit dans le vinaigre pour aromatiser viandes et charcuteries ; il arrive que les boulangers masquent la saveur des farines moisies en les transformant en pain aromatisé à la coriandre. On s'en sert également pour rehausser la saveur de certaines bières légères [12].

L'extrait de fruits de coriandre est utilisé dans l'industrie pharmaceutique, la parfumerie où il est souvent un des ingrédients clés dans les eaux de toilette pour hommes, et dans l'industrie du tabac. Il entre également dans certaines compositions aromatiques destinées à l'industrie alimentaire.

I.3 - TRAVAUX ANTERIEURS

I.3.1 - *Nigella sativa* L.

Notons que la nigelle n'a pas fait l'objet de beaucoup de travaux et que les articles faisant état de cette plante sont peu fréquents.

Ustun et son équipe déterminèrent les caractéristiques ainsi que les constituants de l'extrait des graines de la *Nigella sativa* L. Les résultats de leurs expériences révélèrent que les constituants majoritaires étaient les acides linoléique et oléique. L'extrait contenait aussi une part appréciable d'acides gras saturés à chaîne normale, en particulier l'acide palmitique. Il a été aussi établi que la présence d'enzymes lipasiques dans la graine, provoquant une hydrolyse enzymatique à la température ordinaire, pourrait augmenter le taux d'acides libres de 40% et plus. Ce fait pourrait rendre l'huile plus facilement hydrolysable. Cette dernière verrait alors son application, en tant qu'huile siccatrice, dans le revêtement des surfaces [31].

Menounos, Kostis et Gegiou s'intéressèrent aux stérols de l'huile obtenue par extraction à l'acétone. Ils isolèrent les stérols à l'état libre, les esters stéroliques, les glucosides stéroliques et les acétates de glucoside. Le stérol était représenté dans sa majorité par les glucosides stéroliques. Les esters stéroliques apparaissaient plus riches que les stérols à l'état libre en 4-méthylstérol et en alcools triterpéniques. Les Δ^7 stérols n'étaient présents que dans la fraction d'esters stéroliques qui étaient aussi riches en obfusilfoliol (Δ^8 -4 α -méthylstérol). Les acides insaturés se trouvaient en plus grande quantité dans les acides gras que dans les acétates de glucosides et les esters stéroliques [32].

D'autres chercheurs s'investirent dans l'isolation de quelques alcaloïdes. Citons l'équipe de Rahman qui isola et détermina la structure d'un alcaloïde auquel elle donna le nom de nigellicine [27]. La même équipe isola plus tard la nigellimine, un nouvel alcaloïde isoquinoline (1-méthyl-6,7-diméthoxy isoquinoline), se trouvant sous forme de traces dans les graines de la *Nigella sativa L.* [33].

Ansari et son équipe isolèrent une saponine de l'extrait éthanolique des graines de la *Nigella sativa L.* L'analyse chromatographique (CG/SM) révéla l'existence d'un acide triterpénoïque et de six sucres. La saponine fut identifiée comme étant 3-0-[B-D-xylopyranosyl-(1-3)- α -L-rhamnopyranosyl-(1-2) α -L-arabinopyranosyl]-28-0-[α -L-rhamnopyranosyl-(1-4)- β -D-glucopyranosyl-(1-6)- β -D-glucopyranosyl]-hederagenin [34].

P-S.RATHE et Coll. ont montré que les extraits de nigelle en général et en particulier l'huile essentielle ont des propriétés anti-microbiennes très appréciables [35].

AKGUL a extrait l'huile essentielle des graines de *Nigella sativa L.*, puis il a étudié son activité antimicrobiale contre 10 bactéries et 10 fungisites. Il a remarqué que la nigelle a une activité inhibitrice très grande [36].

Enfin, en Algérie, peu de chercheurs s'intéressèrent à cette matière végétale. Dans le domaine de l'agronomie, Mokeddem étudia les dates et les doses optimales de semis de la *Nigella sativa L.* en zone Mitidja sans irrigation [37]. D'autres auteurs se sont intéressés à l'étude botanique de la graine, ainsi qu'à l'identification de certains constituants de huile essentielle par CG et CG / MS [38].

I.3.2 - *Coriandrum sativum* L.

Les huiles essentielles de coriandre sont largement utilisées dans l'industrie alimentaire, celle du parfum et du tabac ; ce qui a donné lieu à plusieurs études sur leur composition chimique.

Les premiers travaux effectués dans les années 1900, ont permis d'obtenir 12 à 13 % de matières grasses et 0.8 à 1 % d'huile essentielle ou essence de coriandre. Cette dernière était liquide, incolore, puis un peu jaunâtre et de densité $D=0.780$ à 0.885 . Ils ont identifié le linalol droit ou coriandrol, qui est un alcool tertiaire terpénique $C_{10}H_{18}O$, comme constituant principale. A côté du linalol, ils ont isolé 5 % de pinène droit, accompagné de limonène, de terpinène, de dipentène, des éthers linalylique, avec des traces de géraniol et de bornéol. Il ont constaté aussi que le résidu industriel de distillation constitue un aliment appréciable pour les animaux, car il contient 17 % de protides et 20 % de lipides[14].

Dans les années 60, nous citons les travaux réalisés par Mahran et coll.[39] sur des fruits de coriandre collectés dans diverses régions d'Egypte. Les auteurs ont constaté que le linalol est le constituant principal de l'huile essentielle (65 à 72%), et qu'il est accompagné de limonène, d' α -pinène, de décanal, d' α -terpinéol, de bornéol, et de géraniol.

En 1971, Karlsen et coll. [40], analysant une huile essentielle produite avec des fruits acquis sur le marché essentiel bulgare, estiment, comme le montre le tableau.I.1, que l'huile essentielle contient 30% d'hydrocarbures et 70% de composés oxygénés. Parmi les hydrocarbures, l' α -pinène, le limonène et le sabinène sont dominants. En revanche, dans la fraction oxygénée, le linalol est majoritaire, suivi du camphre et de l'acétate de géranyle.

Par ailleurs, ils réussirent à identifier plusieurs composants de moindres proportions que les précédents : le myrcène, le β -phellandène, le camphène, le β -pinène, et myrcène dans la fraction hydrocarbonée ; le géraniol, le bornéol, l' α -terpinéol, le terpinène-4ol et l'acétate de linalyle dans la fraction oxygénée.

Tableau.I-1: Composition de l'huile essentielle des graines de coriandre selon Karlsen et coll.[40].

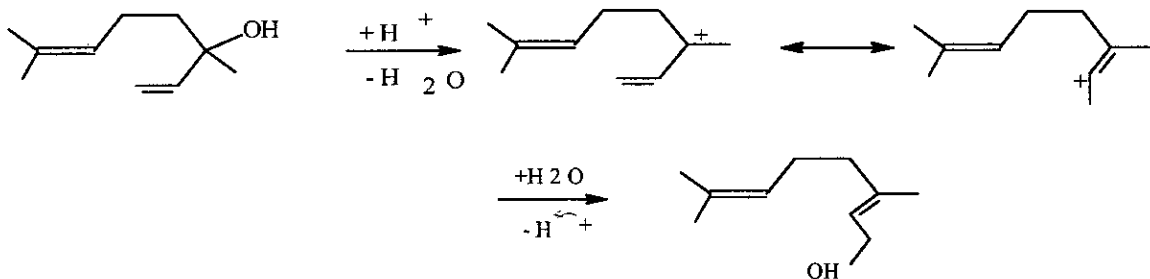
Hydrocarbures (30%)	Composés oxygénés (70%)
α -pinène	linalol
camphène	bornéol
β -pinène	α -terpinéol
Sabinène	terpinène-4ol
α -phellandrène	géraniol
myrcène	acétate de linalyle
α -terpinène	acétate de géranyle
limonène	camphre
β -phellandrène	
γ -terpinène	
terpinolène	
cis-ocimène	
trans-ocimène	

En 1977, l'équipe de Gupta [41], travaillant sur des graines indiennes, trouve que l'huile essentielle contient 41,5% de linalol et 21% d'acétate de linalyle. Les autres terpènes fonctionnalisés significatifs sont le thymol (7%), le bornéol (2,7%), le 1,8-cinéol, le citronellol, l'acétate de géranyle (1,5 à 2%), le géraniol, l'oxyde de caryophyllène, et l'élémol (inférieur à 1%). Parmi les principaux hydrocarbures terpéniques, ils citent le β -caryophyllène (5,5%), l' α -pinène (5%), le limonène et le β -phellandrène (2%).

La même équipe, étudiant les extraits au chloroforme des graines soumis à un fractionnement chromatographique sur silice, a pu identifier trois composants non volatils : le psoralène, l'angélicine, et le coriandrinol.

Toujours en 1977, Juknevičienė et coll.[42] se sont, pour leur part, intéressés à la composition de l'huile essentielle produite à partir de graines russes. L'analyse de cette huile a montré qu'elle était riche en linalol (70 à 75%) et qu'elle contenait les produits minoritaires précités en proportions inférieures à 7%. Parmi ces composés mineurs, les auteurs identifient pour la première fois le décanal.

Dés 1978, Sitnova et coll.[43] identifient, parmi les composés mineurs de l'huile essentielle de la coriandre, les oxydes de linalol (cis et trans) et constatent que leur taux augmente de 0.1 à 5%, au terme d'un stockage prolongé. Aussi, les auteurs ont-ils conclu à l'existence d'un processus d'oxydation du linalol. Le stockage s'accompagne également de la formation de faibles quantités de géraniol et de nérol. Ces deux alcools pourraient ne pas exister réellement au sein du matériel végétal ; ils sont plus vraisemblablement formés par transposition allylique du linalol, durant l'hydrodistillation des graines. Ce processus a, en outre, été démontré par plusieurs autres auteurs.



Deux années plus tard, De Rijke et coll.[44] se sont intéressés aux composés minoritaires de l'huile essentielle ; ils ont, pour la première fois, identifié les acides α et γ -campholéniques.

Par ailleurs, l'analyse de l'huile essentielle issue du fruit de coriandre vietnamien, et obtenue avec des rendements se situant entre 0.65 et 0.75%, a montré qu'elle était riche en linalol (90 à 94%) et qu'elle contenait du furfural [44].

Dans leur ouvrage édité en 1982, Formacek et Kubeczka [45], analysant, par spectrométrie de résonance magnétique nucléaire du carbone 13 l'huile essentielle des graines de coriandre, conclurent à une composition classique avec 70% de linalol, 6% de limonène, 4% de camphre, 4% de p-cymène et des quantités moindres d' α -pinène et de β -phellandrène.

Dans une mise au point importante parue en 1986, Hirvi et coll. [46] précisèrent la composition chimique des huiles et des extraits de graines de coriandre.

Les auteurs ont travaillé sur des produits provenant de cultures finlandaises et sur des produits d'origine commerciale. Ils ont ainsi comparé les compositions de différents échantillons commerciaux avec ceux qu'ils avaient extraits eux-mêmes, par entraînement à la vapeur d'eau, au CO₂ et par solvant volatil au Soxhlet.

Tableau.I-2: Composition chimique et teneur relative des constituants de différents extraits de graines de coriandre finlandais et commerciaux selon Hirvi et coll.[46].

Composés	E.V.E.	CO ₂	Soxhlet	Extraits commerciaux		
α -pinène	0.6	0.1	0.6	0.2	0.8	0.2
β -pinène	1.4	0.6	1.2	0.7	0.7	0.9
Limonène	2.6	1.2	3.8	1.6	3.4	7.7
γ -terpinène	4.7	2.3	6.8	10.5	4.6	3.7
p-cymène	0.7	0.6	1.6	1.6	1.6	2.6
camphre	4.3	2.9	4.7	2.4	4.0	4.5
Linalol	71.9	83.2	70.4	70.3	74.8	72.5
terpinène-4ol	0.2	0.1	0.2	0.2	0.2	0.2
α -terpinéol	0.5	0.4	0.5	0.3	0.6	0.3
Ac. Géranyle	7.5	5.7	7.2	5.7	6.1	4.7
géraniol	4.0	2.4	2.8	3.4	1.7	1.8

Dans tous les cas, le linalol est majoritaire avec des taux variant entre 70 et 75%, ce pourcentage dépassant même 83% dans l'extrait au CO₂. On notera également, comme le montre le tableau-I.2, le taux élevé du γ -terpinène dans plusieurs extraits.

Dans une étude complémentaire, les mêmes auteurs, à savoir Hirvi et coll. [47], précisèrent les intervalles de variation aussi bien du rendement en extrait (0.3 à 1.4%) que des taux du linalol (48 à 77%), du γ -terpinène (7 à 17%) et de cinq autres produits secondaires. Les auteurs soulignent que le degré de maturité des graines est un paramètre déterminant dans le contrôle du rendement et de la qualité des huiles essentielles.

Dans une autre étude, Lamparsky et Klimes [48], examinant en détail l'huile essentielle de coriandre, retrouvent, comme le montre le tableau.-I.3, les résultats obtenus précédemment. En outre, ils identifient une quinzaine de composés hétérocycliques azotés, présents en très faibles quantités et contribuant, de manière non négligeable, à l'arôme de l'huile, du fait de leur seuil de perception olfactive très faible

Les travaux effectués sur l'huile essentielle de coriandre durant ces dernières années [48 - 57], ont eu pour objectif de préciser ses caractéristiques particulières.

Tableau.I-3: Composition chimique et teneur relative des constituants de l'huile essentielle du fruit de coriandre, selon Lamparsky et Klimes [44].

Composés	Teneur relative (%)
α -pinène	3.60
camphène	0.87
β -pinène	0.28
Sabinène	0.17
myrcène	1.35
δ 3-carène	t
α -phellandrène	0.01
Limonène	1.90
α -terpinène	0.08
β -phellandrène	0.14
γ -terpinène	4.70
p-cymène	1.70
linalol	69.10
acétate de linalyle	0.05
Camphre	5.20
terpinène-4ol	0.28
α - ;terpinéol	0.59
bornéol	0.18
géraniol	0.90
acétate de géranyle	4.70

- *t = traces*

Ainsi, en 1986, Dogan et coll.[49] ont examiné la composition chimique de l'huile provenant de différentes régions de Turquie ; ils soulignent que ces huiles se comparent favorablement avec les huiles commerciales issues d'origines géographiques différentes.

En utilisant plusieurs techniques analytiques, Heide et coll.[50] identifient les phénols et les acides, composants minoritaires de l'huile essentielle, que nous reportons dans le tableau. I-4.

Tableau.I-4: Phénols et acides carboxyliques identifiés dans l'huile essentielle de coriandre, selon Heide et coll. [50].

Phénols	Acides carboxyliques
phénol	acide nonanoïque
o-crésol	acide décanoïque
m-crésol	acide undécanoïque
p-crésol	acide dodécanoïque
o-éthyl phénol	acide méthyl-2 propionique
diméthyl-2, 4 phénol	acide méthyl-3 butyrique
carvacrol	acide méthyl-4 valérique
Thymol	acide méthyl-7 otanoïque
guaïacol	acide méthyl-8 nonanoïque

En 1987, Gaydou et Randrianiharosoa [51] évaluèrent la composition énantiomérique du linalol en opérant par chromatographie sur colonne chirale, après dérivation du linalol sous forme d'isocyanate de phényléthyle. Ils confirment ainsi que le linalol issu des graines de coriandre possède bien la stéréochimie 3S [52 , 53].

En 1988, Lawrence [52] a déterminé la variabilité inhérente à la maturité du fruit de coriandre dans la composition chimique des principaux constituants de l'huile essentielle, présentée dans le tableau .I-5. Par ailleurs, lors de ce même travail, Lawrence a identifié un certain nombre de composés infiniment minoritaires que nous citons: citronellol, , myristicine, α -thujène, cis-ocimène, trans-ocimène, héptadécane, nérol, géraniol, , trans-2-dodécanal, octadécane, dodécanol, héptanal, isovaléraldehyde, valéraldéhyde, méthyl-chavicol,, trans,cis-allo-ocimène et α -p-diméthylstyrène.

Tableau.I-5: Variabilité inhérente à la maturité du fruit de coriandre dans la composition chimique des principaux constituants, selon Lawrence [52].

Composés	Teneur (%)	Composés	Teneur (%)
α -pinène	0.5 - 6.5	décanal	t - 0.3
camphène	0.4 - 1.1	linalol	60.0-80.0
β -pinène	0.3 - 0.4	acétate de linalyle	t - 5.1
sabinène	t - 0.2	Camphre	1.2 - 5.0
δ 3-carène	t - 0.6	β -caryophyllène	t - 0.5
Myrcène	0.2 - 0.7	undécanal	t - 0.1
α -terpinène	t - 0.1	terpinène-4ol	t - 0.3
α -phellandrène	t - 0.5	trans-décenal-2	t - 0.1
limonène	1.7 - 3.1	Bornéol	0.1 - 1.5
β -phellandrène	t - 0.1	α -terpinéol	0.1 - 0.3
γ -terpinène	t - 0.1	acétate d' α -terpényle	t - 0.2
p-cymène	2.1 - 3.7	dodécanal	0.1 - 0.2
terpinolène	t - 0.1	acétate de géranyle	2.3 - 7.9
Nonalal	t - 0.1	Géraniol	0.8 - 9.5
is-oxyde de linalol	t - 0.1	nérolidol	t - 0.1
trans-oxyde de linalol	t - 0.1		

t : traces inférieurs à 0.1%

Lawrence, qui s'est intéressé longuement à la coriandre, a étudié la composition des graines immatures [54]. Il a noté que l'huile issue de ces graines contient relativement peu de linalol (25.8%), mais qu'elle est particulièrement riche en aldéhydes aliphatiques ; ainsi, le E décenal-2 représente 27% du mélange, comme le montre le tableau .I-6.

Compte tenu de ce résultat surprenant, Lawrence a effectué, en 1991, une étude précise concernant la composition chimique du *coriandrum sativum* à différents stades de sa maturité, présentée dans le tableau I-7.

Tableau.I-6: Composition chimique et teneur relative des constituants de l'huile essentielle des graines coriandre immatures, selon Lawrence [54].

Composés	Teneur(%)	Composés	Teneur(%)
pentanal	0.4	linalol + octanol	25.8
a-pinène	2.1	b-caryophyllène	0.1
camphène	0.2	décénal-5	0.3
b-pinène	0.2	undécanal	t
sabinène	0.1	menthol	0.2
myrcène	0.2	acétate de menthyle	1.5
limonène	0.7	E décénal-2	27.0
1,8-cinéol	0.1	nonanol	0.2
g- terpinène	3.0	a-humulène	0.1
p-cymène	1.1	dodécanal	0.6
terpinolène	0.6	dodécenal-7	0.4
octanal	0.5	acétate de géranyle	0.2
hexanol	0.1	E undécénal-2	4.8
nonanal	0.1	tridécanal	0.4
Menthone	1.3	E dodécénal-2	5.5
décanal	13.2	dodécanol	0.1

Le tableau I-7 montre nettement que le linalol s'accumule progressivement dans les fruits au fur et à mesure de leur maturation : l'huile issue des fleurs avant ouverture ne contient que 0.3% de linalol et ce taux augmente jusqu'à 60.4% dans les fruits mûrs. Parallèlement, le E décénal-2 évolue de 20.6% à 3.9% en passant par un maximum de 46.5% dans le stade de pleine floraison ; de même le taux de décanal passe de 30% à 1.6%. Les taux du

E tétradécénal-2 et le dodécénal-2 évoluent de la même manière. On signalera pour terminer l'apparition progressive du camphre dont le taux passe de 0.1% à 2.4%.

Tableau.I-7: Comparaison de la composition chimique du coriandrum sativum à différents stades de sa maturité, selon Lawrence [54]

Composé	Stades de maturité					
	1	2	3	4	5	6
octanal	1.2	11.2	0.8	10.7	0.4	0.4
nonanal	0.5	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1
décanal	30.0	18.0	11.9	6.3	6.2	1.6
camphre	0.1	t	0.5	1.3	2.2	2.4
E décénal-2	20.6	46.5	46.5	40.6	30.9	3.9
Dodécenal	3.3	1.7	1.0	0.6	0.5	0.4
E undécénal-2	2.6	2.2	1.4	--	--	--
tridécenal	3.1	1.9	2.6	0.9	1.1	0.5
dodécénal-2	7.6	8.1	5.9	4.6	4.8	2.5
tétradécenal	0.7	0.3	0.1	0.1	0.1	0.2
E tridécénal-2	0.5	0.2	0.1	0.1	0.1	0.1
E tétradécénal-2	0.4	2.6	1.7	1.5	1.6	1.7
linalol	0.3	4.3	17.5	30.1	40.9	60.4
Géranioï	0.2	0.1	0.3	0.7	0.9	1.4
Acétate de géranyle	4.2	0.8	0.8	0.7	0.7	0.7

1:Coriandre commençant a fleurir ; 2:Floraison presque totale ; 3:Pleine floraison ; 4:Après floraison (50% fleurs + 50% fruits) ; 5:Fruits immatures (fructification totale) ; 6:Fruits mûrs.

Dans un travail récent, Perineau et coll.[55] se sont intéressés à la technologie de traitement des fruits de coriandre. Les auteurs ont opéré à l'échelle semi-pilote sur des lots de graines en provenance de Bulgarie et d'Argentine. La composition des huiles obtenues est normale; l'agitation des graines et surtout leur broyage dans le turbo-distillateur accélèrent le processus de récupération de l'huile essentielle. Le rendement passe de 0.9% au bout de huit heures pour des graines entières à 1.3% au bout de cinq heures pour des graines broyées et agitées. Parallèlement, les auteurs ont étudié la cinétique de l'hydrodistillation; ils ont ainsi noté que le linalol distille relativement plus vite que les autres composants.

Quelques laboratoires se sont intéressés aux composants organiques non volatils des graines. Nous avons déjà signalé l'identification du psoralène, de l'angélicine et du coriandrinol par Gupta et coll.[41].

Par ailleurs, Rao et coll.[56] ont identifié trois phospholipides : phosphatidycholine, phosphatidylethanolamine et phosphatidylinositol.

Nous venons de voir que la plupart des travaux relatifs à la coriandre ont porté sur les fruits. Cependant, quelques publications font état de la composition chimique des composants volatils de la partie aérienne.

Récemment, Potter et Fagerson [57] ont analysé précisément l'huile essentielle obtenue par hydrodistillation des feuilles de coriandre dans un appareil de Likens-Nickerson. L'huile essentielle est principalement constituée par des aldéhydes dont le E décénal-2 (46%), le E dodécenal-2 (10%) et le E tétradécenal-2 (6%) ; ces aldéhydes sont accompagnés, comme le montre le tableau .I-8, d'alcools correspondants en moindres quantités.

On rappellera que ces aldéhydes étaient présents dans les fruits immatures et que leurs proportions s'amenuisaient lors de la maturation. A côté de ces composés volatils, les feuilles de coriandre contiennent un certain nombre de coumarines et d'isocoumarines ; ces composés, dont la coriandrine, hautement photoactifs, ont fait l'objet d'un certain nombre d'études [58 , 59].

Tableau.I-8: Composition chimique et teneur relative des constituants de l'huile essentielle des feuilles de coriandre, selon Potter et Fagerson [57].

Composé	Teneur(%)	Composé	Teneur(%)
nonane	0.2	methyl-8 nonéanal-2	1.3
octanal	0.5	C ₁₂ -éanal	0.1
nonanal	0.2	methyl-9 décéanal-2	0.1
E nonéanal-2	0.3	dodécéanal-11	0.2
C ₁₀ -éanal	0.3	Dodécanal	1.6
Z décéanal-4	0.3	E dodécéanal-2	10.3
décéanal-9	0.8	dodécène-2ol-1	1.4
décanal	4.4	tridécanal	0.1
undécanol-1	0.2	E tridécéanal-2	0.7
E décéanal-2	46.1	tétradécéanal-13	0.1
décène-2ol-1	9.2	tétradécanal	0.7
décanol-1	4.3	E tétradécéanal-2	5.8
undécéanal-10	0.1	tétradécène-2ol-1	0.6
undécanal	0.5	Pentadécanal	0.1
dodécéanal-4	0.1	pentadécéanal-2	0.7
E undécéanal-2	5.6	huile essentiellexadécéanal-2	0.4
undécène-2ol-1	0.9	heptadécanal	0.3

En 1998, BANDORI et coll [60] ont pris un échantillon des graines de coriandre d'origine russe et 3 récoltes de trois provinces différentes d'Argentine :

- Viamente (province de Cordoba) ;
- Bahia Blanca, Lobos, Pergamino et Capella del señor (province de Buenos Aires) ;
- Consulta (province de Mendoza) .

L'origine des semences des deux dernières provinces est l'Europe de Est, le reste est local. L'huile essentielle analysée par CG ; IR a été obtenue par hydrodistillation à l'échelle laboratoire dans un appareil de type Clevenger. Les huiles ont été évaluées selon leurs caractéristiques organoleptiques.

Tableau .I-9 : Composition chimique et teneur comparative des constituants d'huile essentielle de coriandre de l'Argentine et de la Russie. Selon Bandori et coll [60].

composés	Huiles d'ARGENTINE							Huile de Russie
	Buenos Aires				Cordoba	Mendoza	Echantillon commercialisé	
	Bahia Blanca	Capella de senor	Lobos	Pergamino	Viamente	La consulta		
α -pinene	1.7	1.2	2.7	2.4	1.0	1.4	2.7-6.5	3.9-4.8
camphene	0.3	0.2	0.4	0.3	0.1	0.2	0.5-1.2	0.6-0.9
sabinene	0.2	0.1	0.2	0.2	0.1	0.1	0.1-0.3	0.1-0.2
β -pinene	0.2	0.1	0.2	0.3	0.1	0.1	0.2-0.5	0.4-0.6
myrcene	0.4	0.5	0.4	0.5	0.4	0.4	0.6-1.0	0.6-0.8
Limonene	1.0	1.1	1.1	1.0	0.9	1.0	1.8-2.6	2.4-5.1
1,8-ciéole	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1-0.2	0.1-0.2
γ -terpinene	4.8	2.2	5.0	4.4	3.7	2.8	4.1-5.1	3.3-4.4
p-cymene	1.3	0.3	1.5	1.1	0.7	0.5	0.7-1.7	1.7-3.0
terpinolene	0.3	0.3	0.3	0.3	0.2	0.3	0.5-0.6	0.4-0.5
nonanal	t		t	0.1	t	t	--	--
cis-linalol oxyde	0.1	t	0.1	0.2	0.1	0.1	t-0.2	0.2-0.4
trans-linalol oxyde	0.1	t	0.1	0.1	0.2	0.1	t-0.2	0.2-0.3
decanal	0.1		0.1	0.4	0.1	0.1	t-0.3	--
linalo	79.9	81.8	76.3	80.8	83.7	81.8	68.9-76.3	71.0-2.6
camphre	3.9	4.8	3.7	3.2	3.4	4.8	4.4-4.8	4.1-5.4
terpinene-4-ol	0.2	0.1	0.3	0.2	0.2	0.3	0.1-0.2	0.2-0.3
α -terpineol	0.3	0.4	0.3	0.4	0.3	0.6	0.3-0.4	0.4-0.9
acetate de geranyl	1.2	2.0	0.8	0.9	1.3	1.8	2.6-3.8	2.4-3.9
geraniolé	2.6	3.2	3.0	2.0	2.4	2.7	1.4-2.0	1.2-1.8
total	98.7	98.4	96.6	98.9	99.0	99.2	97.4-99.7	99.0-9.4

D'après les résultats obtenus au tableau I-9, ils ont constaté que le rendement de l'huile essentielle des graines de coriandre issues de La Consulta et de Capella del señor (1.79 % et 1.84 %), dont la semence est originaire de l'Europe, était plus élevé que celui des autres récoltes et similaire à celui de la coriandre qui a poussé en Russie, Bulgarie, Europe centrale et Finlande. Le rendement des autres échantillons locaux (semences locales) était faible (0.33 % jusqu'à 0.58 %).

Par la suite, ces mêmes auteurs ont analysé l'huile essentielle de coriandre par CG-IR, obtenue par hydrodistillation et par entraînement à la vapeur d'eau, dans le but d'évaluer la relation entre les méthodes d'obtention d'huile et la composition chimique, tableau I-10.

Tableau.I-10 : Composition chimique et teneur d'huile essentielle de coriandre obtenue par hydrodistillation et entraînement à la vapeur d'eau [60].

composés	Entraînement à la vapeur d'eau	hydrodistillation
α -pinene	3.7	1.2
Camphene	0.6	0.2
Sabinene	0.1	0.1
β -pinene	0.4	0.1
Myrcene	0.8	0.5
Limonene	2.0	1.1
1,8-ciéole	0.1	0.1
γ -terpinene	4.1	2.2
p-cymene	0.7	0.3
Terpinolene	0.5	0.3
cis-linalol oxyde	t	t
trans-linalol oxyde	t	t
Linalo	75.7	81.8
Camphre	4.5	4.8
Terpinene-4-ol	0.1	0.1
α -terpineol	0.3	0.4
acetate de geranyl	3.2	2.0
geraniol	0.2	3.2
Total	98.8	98.4

Les huiles obtenues par les deux procédés étaient de même qualité. Des quantités élevées de linalol et de geraniol ont été trouvées dans huile de l'hydrodistillation, cependant l'acetate de geraniol et les monoterpènes étaient très abondants dans l'huile obtenue par entraînement à la vapeur d'eau.

Egalement, ils ont pris trois huiles âgées, dont l'odeur a été détériorée, afin de comparer leur composition chimique avec celle d'une huile typique, tableau I-11.

Tableau.I-11 : Quelques différences chimiques entre huile essentielle de coriandre typique et âgée [60].

Composés	pourcentage	
	typique	âgée
α -pinene	1.0-6.5	1.1-2.3
myrcene	0.4-1.0	t-0.1
γ -terpinene	2.2-5.1	t-0.1
p-cymene	0.3-3.0	3.8-6.9
cis-linalol oxyde	0.1-0.4	4.9-14.0
trans-linalol oxyde	0.1-0.3	4.3-12.0
Linalol	68.9-83.7	20.9-64.0
Rapport		
γ -terpinene/ p-cymene	1.1-7.3	0.02-0.03
oxyde de Linalol / Linalol	0.003-0.01	0.2-1.2

L'analyse des huiles âgées a montré une importante diminution du linalol et du γ -terpinene, et une augmentation significative de l'oxyde de Linalol et du p-cymene, en les comparant aux huiles typiques.

Dans cette étude Tiziana M. et Coll [61] se sont intéressés à l'huile de cinq plantes largement utilisées : laurier, sauge, rosemarie, oregan, Coriandre. Ils ont testé leurs propriétés antimicrobiène et antioxydante. Les huiles utilisées dans cette étude ont été isolées par hydrodistillation en utilisant un appareil [QUIK FIT]. Les différents constituants des échantillons sont identifiés et qualifiés par CG et CG/MS.

Comme le montre le tableau I-12 ,le linalol (66,2%) est le composant majoritaire de l'huile de coriandre.

Tableau. I-12 : Composition chimique de huile essentielle [61]

composition	Teneur
Borneol	0,6
Terpinolène	0,4
Linalol	66,3
Tricyclène	t
α -thujène	0,1
α -pinène	8,5
Camphre	3,8
Camphène	0,9
Sabinène	0,3
β -pinène	0,6
Myrcene	0,9
α -terpinène	0,1
p-cymène	2,2
β -phellandrène	0,2
Limonène	1,9
γ -terpinène	7,1
Terpinène-4-ol	0,3
Terpinène-4-ol	0,3
α -terpinéol	0,4
Géraniol	2,0
α -Copaene	2,7
β -Funebrène	0,1

Ces même auteurs ont fait un essai sur une collection de 25 organismes de bactéries. Le tableau I-13, montre les activités antimicrobiennes des huiles. L'huile de coriandre a une activité significative contre *Acinetobacter calcoaceticus*, *Beneckea natiogens*, *Citrobacter freundii*, *Erwinia carotovora*, *Lactobacillus plantarum*, *Micrococcus luteus* et *Staphylococcus faecalis*.

Tableau.I-13: Activité antimicrobienne de huile de Coriandre [61]

Organismes	Activité
<i>Acinetobacter calcoaceticus</i>	34,4
<i>Aeromonas hydrophila</i>	4,0
<i>Alcaligenes faecalis</i>	8,6
<i>Bacillus subtilis</i>	8,5
<i>Beneckea natiogens</i>	26,0
<i>Brivibacterium linens</i>	4,0
<i>Brocothrix thermosphacta</i>	11,2
<i>Citrobacter freundii</i>	11,2
<i>Clostridium perfringens</i>	4,0
<i>Enterobacter aerogenes</i>	11,2
<i>Erwinia carotovora</i>	10,4
<i>Escherichia coli</i>	6,5
<i>Flavobacterium suaveolens</i>	12,3
<i>Klinsiella pneumoniae</i>	9,6
<i>Lactobacillus plantarum</i>	25,4
<i>Leuconostoc</i>	11,7
<i>Micrococcus luteus</i>	10,5
<i>Moraxella sp.</i>	9,8
<i>Proteus vulgaris</i>	11,3
<i>Pseudomonas aeruginosa</i>	4,0
<i>Salmonella pullorum</i>	7,6
<i>Serratia marcescens</i>	10,5
<i>Staphylococcus faecalis</i>	16,1
<i>Streptococcus faecalis</i>	7,9
<i>Yersinia enterocolitica</i>	12,3

Vers la fin, ils ont utilisé l'acide Thiobarbiturique pour déterminer l'effet antioxydant de l'huile. Ils ont constaté que les principaux responsables de la capacité de protection des huiles, sont les deux phénols : le thymol et le carvacrol.

En Algérie, beaucoup de chercheurs se sont intéressés à la composition de l'huile essentielle obtenue par différents procédés [62]. Ils ont procédé en premier lieu à une extraction au pentane. Afin d'élucider la composition de l'huile essentielle contenue dans la concrète et de pouvoir comparer à celle obtenue par hydrodistillation des graines, ils ont procédé à son analyse par C.G et par C.G/S.M. Les teneurs des constituants majoritaires identifiés sont regroupées dans le tableau.I-14.

Tableau .I-14 : Composition chimique de la fraction volatile de la concrète produite par extraction des graines de coriandre au pentane [62].

Composés	Teneur
	(%)
Linalol	5.40
Dodécane	t
Tridécane	t
Acide C ₁₀	t
Acétate de géranyle	t
Tétradécane	0.08
β-caryophyllène	t
Alcane ramifié en C ₁₅	1.37
Acide laurique	2.11
Hexadécane	8.00
Heptadécane	13.13
Acide myristique	63.20
Hexahydrofarnésylacétone	t
Acide pentadécanoïque	t

L'examen du tableau montre des différences significatives dans la composition de la fraction volatile de la concrète, comparée à celle de l'huile essentielle.

Par la suite, ils ont procédé à des extractions en utilisant deux autres solvants, en l'occurrence, le tétrahydrofurane et le méthanol. Les échantillons des extraits récupérés ont été analysés par C.G. Les teneur des principaux constituants sont reportées dans le tableau I.15.

Tableau.I-15 : Composition chimique des fractions volatiles récupérées par entraînement à la vapeur d'eau des différentes concrètes [62]

Composés	Solvants	
	THF	Méthanol
α -pinène	0.07	t
Myrcène	t	0.51
p-cymène	0.24	t
Cinéole-1.8	t	t
γ -terpinène	0.44	0.52
Linalol	0.18	62.60
Camphre	t	1.81
Terpinène 4-ol	0.12	0.33
α -terpinéol	5.65	t
Octanal	0.98	1.47
Dodécane	0.16	0.21
Acétate de géranyle	0.72	2.26
Dodécanal	t	0.26
β -caryophyllène	t	0.20
α -humulène	t	0.51
Nérolidol	t	t
Acide myristique	1.00	7.75

Ils ont constaté une grande variabilité de la composition des produits recueillis de la fraction volatile de l'extrait au tétrahydrofurane, comparée à celle de l'huile essentielle produite lors de l'hydrodistillation.

En revanche, la composition de cette huile est comparable à celle de la fraction volatile de l'extrait alcoolique.

Vers la fin, ils ont procédé à l'hydrodistillation des graines préalablement épuisées par différents solvants, les résultats sont représentés dans le tableau I-16.

Tableau.I-16 : Composition chimique des huiles essentielles récupérées par hydrodistillation des graines préalablement épuisées par différents solvants [62].

Composés	Teneurs relatives (%)		
	Pentane	THF	Méthanol
α -pinène	0.31	0.31	—
Myrcène	0.16	0.31	—
p-cymène	0.13	0.32	—
Cinéole-1.8	0.21	0.58	—
γ -terpinène	0.08	2.19	—
Linalol	80.33	82.71	—
Camphre	0.36	2.70	—
Terpinène 4-ol	0.60	0.52	—
α -terpinéol	0.42	0.19	—
Octanal	3.07	2.14	—
Dodécane	0.53	0.15	—
Acétate de géranyle	1.75	1.52	—
Dodécanal	tr	0.02	—
β -caryophyllène	0.24	0.03	—
α -humulène	0.33	0.44	—
Nérolidol	0.15	0.07	—
Acide myristique	4.04	0.64	—

L'examen du tableau montre que les huiles essentielles issues des graines, préalablement épuisées par le pentane et le tétrahydrofurane, présentent des compositions comparables à celle de l'huile essentielle produite par hydrodistillation directe du substrat végétal. Ils ont constaté que le linalol se trouve en proportions comparables dans les huiles issues de l'hydrodistillation des graines épuisées au pentane, au tétrahydrofurane et des graines non épuisées dans un solvant. Par ailleurs, l'hydrodistillation des graines préalablement traitée au méthanol n'a pratiquement rien donné.

Ces même auteurs [63], ont suivi l'évolution des différents effets de certains paramètres opératoire (broyage et durée d'hydrodistillation) de l'entraînement à la vapeur d'eau des graines sur le rendement et la composition de l'huile essentielle, les résultats sont représentés dans le tableau I-17.

Tableau.I-17 : Rendements R_H en huile essentielle obtenus lors de l'hydrodistillation des graines de coriandre d'Algérie pour trois granulométries différentes[63].

Temps (mn)	Rendements R_H (%)		
	Graines entières	Graines concassées	Graines réduites en poudre
10	0.0036	0.0145	0.0314
20	0.0064	0.0198	0.0380
30	0.0086	0.0228	0.0440
45	0.0120	0.0250	0.0471
60	0.0141	0.0270	0.0510
90	0.0200	0.0300	0.0550
120	0.0250	0.0320	0.0575
180	0.0340	0.0370	0.0600
240	0.0400	0.0420	0.0608
300	0.0443	0.0456	0.0630
360	0.0485	0.0490	0.0663
420	0.0520	0.0510	0.0701
480	0.0543	0.0552	0.0720
540	0.0566	0.0567	0.0729

Les résultats du tableau J-17, montre que le rendement en huile essentielle est affecté par le broyage du substrat végétal. En effet, les graines réduites en poudre conduisent à un meilleur rendement que celle entières ou concassées. Ils ont attribué ceci au fait que la surface d'échange offerte par les premières est plus importante.

Afin d'observer la variation de la composition de l'huile essentielle avec la durée d'extraction, ils ont analysé par C.G les différents échantillons récupérés lors de l'étude cinétique de l'hydrodistillation des graines réduites en poudre. La série d'analyses leurs a permis de suivre le rendement de trois composés majoritaires de l'huile essentielle, les résultats sont représentés dans le tableau.I-18.

Tableau.I-18 : Evolution des rendements R_H des composés majoritaires de l'huile essentielle au cours de l'hydrodistillation des graines de coriandre réduites en poudre [63].

Temps (mn)	Rendements R_H (10^{-4} g/g)		
	Linalol	Octanal	Acide myristique
10	2.313	0.071	0.011
20	2.812	0.083	0.023
30	3.221	0.133	0.037
45	3.354	0.153	0.048
60	3.533	0.170	0.060
90	3.698	0.180	0.100
120	3.843	0.185	0.108
180	3.909	0.191	0.120
240	3.925	0.193	0.124
300	3.948	0.200	0.138
360	4.011	0.210	0.170
420	4.098	0.218	0.210
480	4.113	0.221	0.211
540	4.205	0.221	0.231

Les résultats du tableau I-18 montre que le linalol, constituant majoritaire de huile essentielle, est récupéré durant les trois premières heures d'extraction. Par contre, l'acide myristique continue à être distillé au-delà de 9 heures de traitement. L'octanal, quant à lui, présente un comportement intermédiaire.

CHAPITRE .II

ETUDE HISTOLOGIQUE

II.1- Extraction par solvant et hydrodistillation	41
II.1.1- Mode opératoire	43
II.2- L'histochimie	46
II.2.1- Mode opératoire	46
II.3- Conclusion	59

II ETUDE HISTOLOGIQUE

Les techniques que les anciens auteurs regroupaient sous le nom de méthodes microchimiques étaient mises en œuvre par eux, au même titre que des colorations ; la recherche des composés histochimiquement décelables visait à éclairer un diagnostic anatomopathologique ou une interprétation histophysiologique. L'histochimie représente, à l'heure actuelle, la branche la plus florissante de la recherche histologique[64].

Dans les premières coupes anatomiques, faites sur les deux graines, nous n'avons pas pu identifier les sites des huiles essentielles après traitement. Nous avons donc eu recours à d'autres techniques:

-**L'histologie**, est une science qui étudie la structure détaillée des animaux et des plantes et établit une corrélation entre la structure et la fonction. Les structures cellulaires et les produits des cellules sont rendus visibles par fixation à l'aide de produits chimiques appropriés, puis par la confection de coupes et leur coloration par certains colorants[65].

-**L'histochimie**, est une branche de la recherche histologique susceptible de renseigner sur la composition chimique des tissus et de leurs constituants[64].

Au moyen de ces deux méthodes, il est possible de localiser des substances telles que des enzymes, des lipides, des acides nucléiques et autres [65].

Afin de pouvoir accéder à ces sites, nous avons procédé à une coupe des graines de coriandre témoin et des graines traitées. Deux techniques d'extraction sont utilisées : l'hydrodistillation et l'extraction par solvant. L'huile essentielle et la concrète obtenues sont, par la suite, analysées par CG.

II.1- Extraction par solvant et hydrodistillation

L'extraction par solvants volatils est un processus basé sur les phénomènes de transfert de matière. Elle consiste à épuiser la matière végétale de ces constituants odorants dans des extracteurs hermétiquement clos. Les solvants les plus utilisés sont : l'éthanol, l'acétone, l'acétate d'éthyle, l'hexane et le dichlorométhane [9].

Les extraits récupérés par cette technique sont obtenus dans des conditions moins agressives. Ils restituent plus fidèlement l'odeur des plantes et la conservent plus longtemps, grâce aux antioxydants et aux fixateurs naturels. Par conséquent, ils trouvent, un domaine d'application très vaste en médecine, en cosmétique et dans l'industrie alimentaire.

La mise en œuvre de l'extraction par solvant de ces produits naturels est affectée par plusieurs facteurs, parmi lesquels nous citons :

- la nature de la matière végétale ;
- la durée d'extraction ;
- la nature du solvant ;
- l'hydromodule ;
- la température ;
- le degré de division de la matière végétale[66].

Si l'extraction par solvant est, le procédé le plus utilisé, il n'en demeure pas moins que le choix du solvant approprié est souvent délicat, vu les critères auxquels il doit répondre. En effet, le solvant doit être chimiquement inerte vis à vis des extraits et de l'appareillage.

Il doit posséder une grande capacité de dissolution, une température d'ébullition peu élevée, une faible viscosité et être, si possible, non toxique, ininflammable et non explosif [67].

Il existe néanmoins un autre procédé d'extraction utilisé depuis longtemps, peu onéreux et facile à utiliser. Il consiste en un entraînement azéotropique des composants de l'huile essentielle par la vapeur d'eau, puis une condensation du mélange des vapeurs miscibles grâce à un réfrigérant, suivie d'une opération de décantation des liquides non miscibles[9].

Ce procédé est utilisé pour un grand nombre de plantes, en général celles dont les essences ne sont pas sensiblement altérées par l'eau à 100 °C [68].

La non-uniformité de la répartition des dépôts d'huiles essentielles dans le végétal complique le processus de transfert de matière lors de cette technique. En effet, ce processus s'effectue en deux étapes :

- Hydrodiffusion de l'huile de son site jusqu'à la surface du végétal,
- Distillation

L'entraînement à la vapeur d'eau est plus rapide pour les végétaux à dépôts exogènes, permettant ainsi l'obtention d'une plus grande quantité d'huile dès le début de l'opération [69].

Appelé aussi codistillation avec la vapeur d'eau, l'entraînement à la vapeur d'eau peut être pratiqué à pression atmosphérique, dans des systèmes continus ou discontinus, en dépression ou en surpression. Depuis peu, on utilise une technique appelée hydrodiffusion où le flux de vapeur est per descendum [9].

L'entraînement à la vapeur d'eau comprend trois groupes de techniques [70] :

1. L'hydrodistillation : c'est le système primitif à feu nu, où le végétal est en contact direct avec l'eau bouillante. Ce système est encore utilisé dans certains pays où la production d'huiles essentielles est à bas prix.
2. La distillation à la vapeur d'eau saturée : le végétal est supporté dans un alambic au moyen d'une plaque perforée située à une certaine distance au-dessus du fond rempli d'eau. Le végétal est ainsi en contact avec la vapeur d'eau saturée mais pas avec l'eau bouillante.
3. La distillation à la vapeur d'eau directe saturée ou surchauffée : elle s'effectue généralement à des pressions supérieures à la pression atmosphérique. La vapeur, provenant d'une chaudière externe, est introduite au-dessous de la charge végétale (ou au-dessus dans l'hydrodiffusion) contenue dans l'alambic.

Cette technique est la plus utilisée actuellement ; elle évite le contact prolongé du végétal avec l'eau en ébullition et la formation de certains artefacts.

II.1.1- Mode opératoire

II.1.1.1- Extraction par solvant

Les huiles essentielles sont très légèrement solubles dans l'eau et solubles dans l'alcool et les solvants organiques de matière grasse. Elles sont faiblement colorées et de densité inférieure à celle de l'eau [71 ; 72].

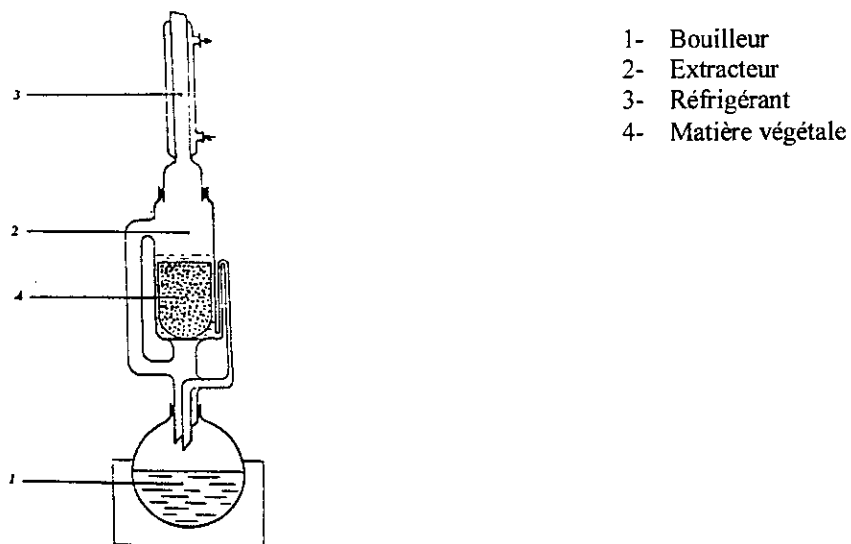
Nous avons procédé à l'extraction au soxhlet, avec du diméthylsulfoxyde (D.M.S.O) et de l'exhane (figure 8). La quantité de solvant est trois fois plus grande que celle des graines. Les étapes d'extraction sont comme suit :

- ***Au D.M.S.O***

- extraction jusqu'à épuisement total des graines (5 jours) ;
- l'extrait récupéré subit une hydrolyse pendant 3 heures (figure 9) , mais nous gardons un témoin ;
- les graines épuisées subissent une hydrodistillation pendant 3 heures (figure 10), nous récupérons le distillat par une extraction liquide-liquide avec l'éther éthylique, vers la fin nous obtenons une huile essentielle.

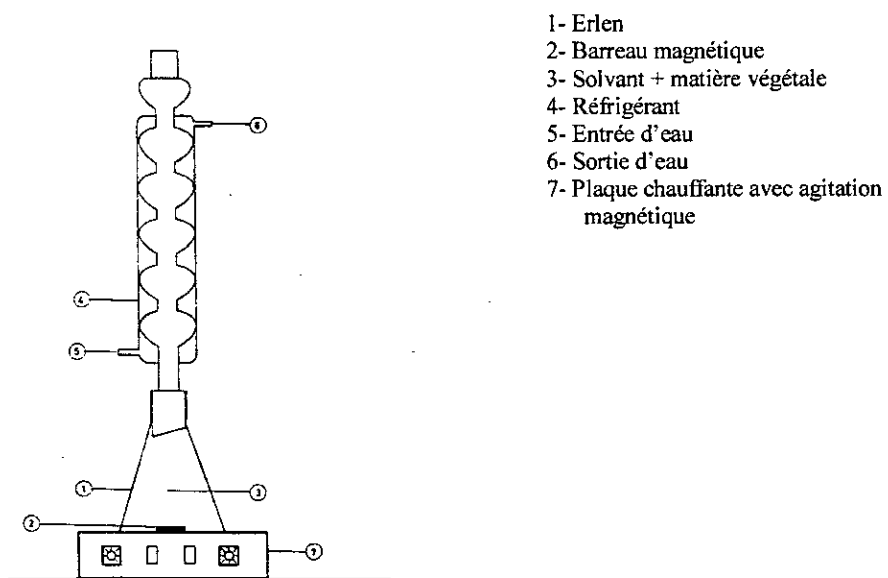
- ***A l'exhane***

- extraction jusqu'à épuisement total des graines (5 jours) ;
- l'extrait récupéré subit une distillation atmosphérique afin de séparer le solvant de la concrète ;
- les graines épuisées subissent une hydrodistillation pendant 3 heures, nous récupérons le distillat pour une extraction liquide-liquide avec l'exhane, vers la fin nous obtenons une huile essentielle.



- 1- Bouilleur
- 2- Extracteur
- 3- Réfrigérant
- 4- Matière végétale

FIGURE 8 : Schéma du dispositif expérimental d'extraction par solvant dans un soxhelet



- 1- Erlen
- 2- Barreau magnétique
- 3- Solvant + matière végétale
- 4- Réfrigérant
- 5- Entrée d'eau
- 6- Sortie d'eau
- 7- Plaque chauffante avec agitation magnétique

FIGURE 9 : schéma du dispositif expérimental d'hydrolyse

La matière végétale est placée dans l'extracteur fixé sur le col d'un ballon surmonté d'un réfrigérant. Le liquide extracteur, contenu dans le ballon, est porté à ébullition. De ce fait, ses vapeurs montent pour être condensées dans le réfrigérant. Le liquide retombe alors sur le soxhlet. Au cours de cette étape, il y a pénétration du solvant dans le tissu végétal et dissolution de l'huile. Par la suite, il s'établit un échange de matière entre le substrat végétal et le solvant. Lorsque l'extracteur est rempli, le solvant chargé de soluté, nommé miscella, est soutiré périodiquement par un trop-plein (ou siphon), et ainsi de suite jusqu'à épuisement complet de la matière. Le solvant, en revanche, s'enrichit de plus en plus en soluté.

II.1.1.2- Hydrodistillation

En parallèle nous avons procédé à l'hydrodistillation des graines pendant trois heures, au moyen de l'appareillage schématisé sur la figure 10 :

- 1- Alimentation en eau
- 2- Récipient de recette
- 3- Matière végétale + eau bouillante
- 4- Réfrigérant

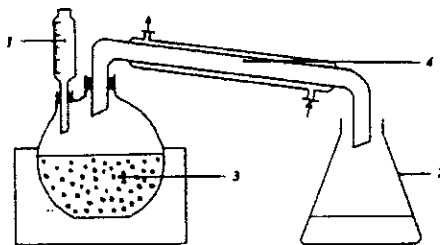


FIGURE 10 : schéma du dispositif expérimental de l'hydrodistillation

La matière végétale, baignant dans l'eau bouillante, est disposée dans un ballon à deux cols, relié à un réfrigérant. La vapeur d'eau produite entraîne les constituants volatils qui, après condensation dans le réfrigérant, sont recueillis dans le récipient de recette. L'huile est ensuite séparée du distillat par extraction liquide - liquide au moyen de l'éther diéthylique.

II.2- L'histochimie

Les coupes anatomiques et les analyses chromatographiques ont été respectivement effectuées, au laboratoire botanique de pathologie végétale et au laboratoire de technologie à l'Institut National d'Agronomie (I.N.A El-Harrach).

II.2.1- *Mode opératoire*

II.2.1.1- La fixation

La fixation sert à conserver aussi parfaitement que possible les différentes structures des cellules d'un tissu. Dans notre cas, nous avons utilisé le fixateur, de Von Tellyesniczky dont la composition est la suivante:

-Bichromate de potassium	3 gr
-Acide acétique cristallisable	5 cm ³
-Eau distillée	100 cm ³

Le fixateur permet une bonne conservation de tous les éléments du cytoplasme. Les fragments de 2 mm des graines de coriandre utilisés dans notre expérimentation sont conservés pendant un ou deux jours dans la solution fixatrice[73].

II.2.1.2 - Le lavage

Les fragments de graines sont ensuite lavés à l'eau courante pendant vingt quatre heures. Le lavage constitue une étape importante, car il permet d'éliminer les substances utilisées lors de la fixation. En effet, elles nuisent à la coloration ultérieure et à la conservation des coupes[73].

II.2.1.3- La déshydratation

Après un lavage, les fragments sont déshydratés par un passage dans une série graduelle d'alcool [74] :

- Un bain d'alcool à 30° pendant 15 minutes.
- Un bain d'alcool à 50° pendant 15 minutes.
- Un bain d'alcool à 70° pendant 15 minutes.
- Un bain d'alcool à 95° pendant 15 minutes.
- Un bain d'alcool à 100° pendant 15 minutes.
- Un bain d'alcool à 100° pendant 15 minutes.

II.2.1.5- L'inclusion

Les fragments des graines de coriandre fixés et déshydratés sont inclus dans de la paraffine. Ce mode d'inclusion à la paraffine est le plus répandu. D'autre part, la paraffine est chimiquement neutre, soluble dans de nombreux solvants et facile à couper au microtome. Les fragments ont subi plusieurs passages dans un mélange graduel de toluène et d'alcool :

- 1^{er} bain : 2/3 d'alcool absolu et de 1/3 de toluène, pendant 30 minutes.
- 2^{ème} bain : 1/3 d'alcool absolu et de 2/3 de toluène, pendant 30 minutes.

Un passage dans deux bains de toluène, pendant 30 minutes chacun.

Ensuite ils ont été inclus progressivement dans un mélange de toluène et de paraffine, dans une étuve à 58 °C :

- 1^{er} bain : 2/3 de toluène et de 1/3 de paraffine, pendant 1heure30 minutes.
- 2^{ème} bain : 1/3 de toluène et de 2/3 de paraffine, 48 heures.

Vers la fin, ils ont été inclus dans deux bains de paraffine pure à 58°C pendant 24 heures chacun[74].

II.2.1.7- La confection des coupes

Des coupes de 7 à 10 µm sont réalisées à l'aide d'un microtome à paraffine du type Minot. Les coupes obtenu sont collées sur des lames porte- objet [75].

Le déparaffinage, qui consiste à éliminer le milieu d'inclusion, précède la coloration. Il permet de réhydrater le tissu. La coupe est traitée en premier lieu par un solvant à la paraffine [74].

Les lames sont ensuite déparaffinées par un passage dans des bains de toluène et d'alcool éthylique:

- Un bain de toluène pendant 5 minutes.
- un bain de toluène pendant 5 minutes.
- Un bain d'alcool à 100° pendant 5 minutes.
- Un bain d'alcool à 100° pendant 5 minutes.
- Un bain d'alcool à 95° pendant 5 minutes.
- Un bain d'alcool à 70° pendant 5 minutes.
- Un bain d'alcool à 50° pendant 5 minutes.
- Un bain d'alcool à 30° pendant 5 minutes.

II.2.1.8- La coloration

Les coupes ont été colorées par une solution de rouge de Rhutinium, pendant 2 à 5 mn, puis rincées abondamment à l'eau distillée, enfin passées dans différents bains d'alcool et de toluène [75].

- Un bain d'alcool à 30° pendant 5 minutes.
- Un bain d'alcool à 50° pendant 5 minutes.
- Un bain d'alcool à 70° pendant 5 minutes.
- Un bain d'alcool à 95° pendant 5 minutes.
- Un bain d'alcool à 100° pendant 5 minutes.
- Un bain d'alcool à 100° pendant 5 minutes.
- Un bain de toluène pendant 5 minutes.
- un bain de toluène pendant 5 minutes.

Les coupes sont observées au microscope photonique de marque AUS JENA JENALUMAR.

Sur la coupe anatomique de la graine de coriandre témoin (sans aucun traitement), vue au microscope, nous remarquons que la majorité des cellules contiennent deux à trois gouttelettes (figure 11). Ces gouttelettes de contour circulaire, sont vraisemblablement de l'huile essentielle (figure 13). Quelques cellules de la première assise de l'albumen, contiennent des huiles regroupées dans une poche (figure 12), qui ne peut être qu'une poche protectrice, vu l'emplacement de ces gouttelettes, qui est proche de la partie externe de la graine. Elles sont donc facilement perdues par enlèvement de l'écorce ou par dilatation des pores.



FIGURE 11: vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre témoin (calibre 40)



FIGURE 12: vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre témoin (calibre 80)



FIGURE 13: vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre témoin (calibre 320)

L'analyse chromatographique de huile essentielle, obtenue par hydrodistillation des graines de coriandre (figure 14), présente une composition très différente de la fraction volatile de l'extrait, obtenu par épuisement des graines dans le diméthylsulfoxyde.

La coupe anatomique des graines traitées par hydrodistillation, nous montre en premier lieu que le nombre de gouttelettes d'huiles dans chaque cellule était réduit à un (figure 15 et 16). Donc la vapeur d'eau chargée en huile essentielle a complètement diffusé vers l'extérieur, en ne laissant que quelques gouttelettes qui n'ont pas pu être extraite. Nous constatons que les parois des cellules sont gonflées et par fois éclatées (figure 17).

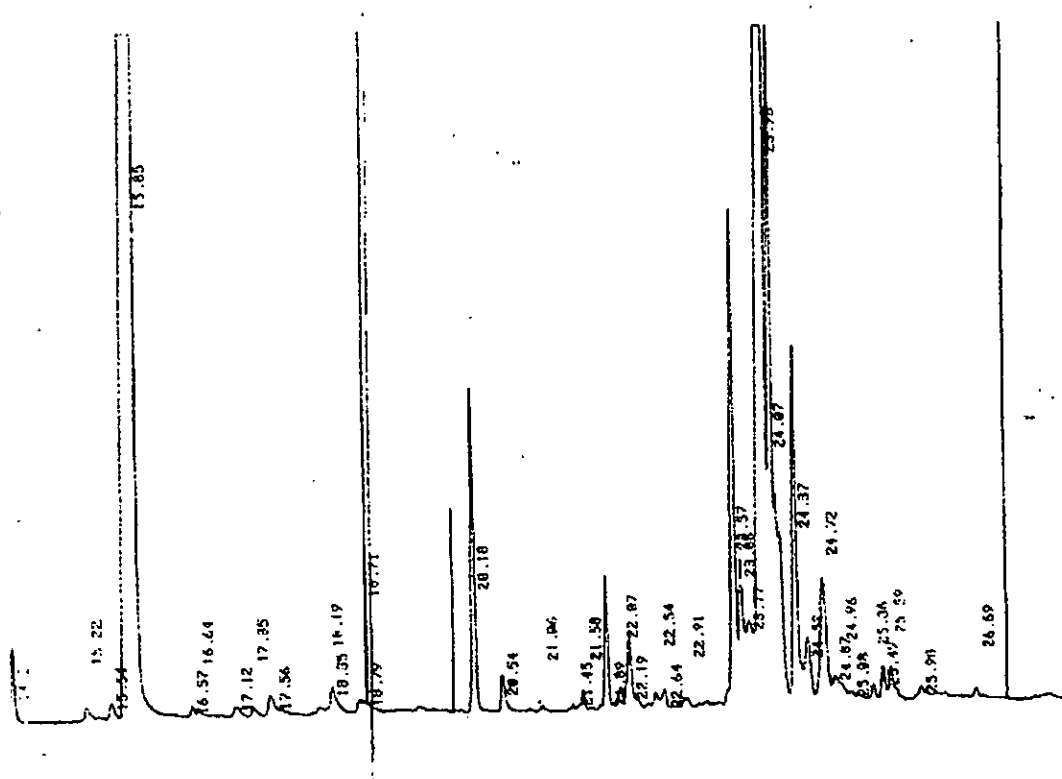


FIGURE 14 : Chromatogramme de l'huile essentielle, obtenue par hydrodistillation, des graines de coriandre

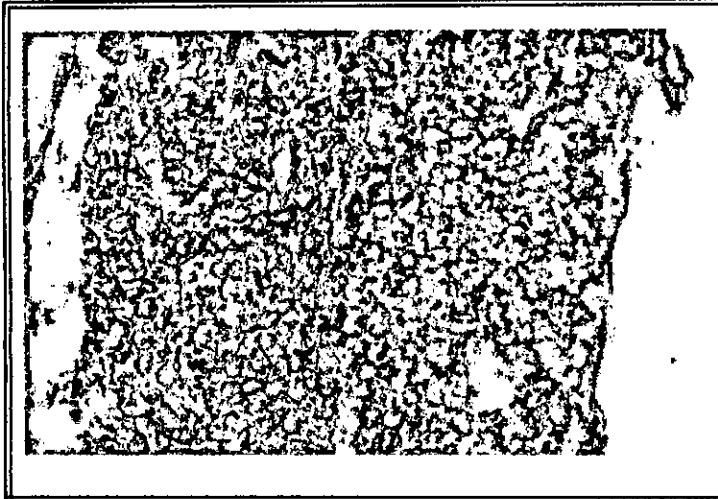


FIGURE 15 : vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée par hydrodistillation (calibre40)

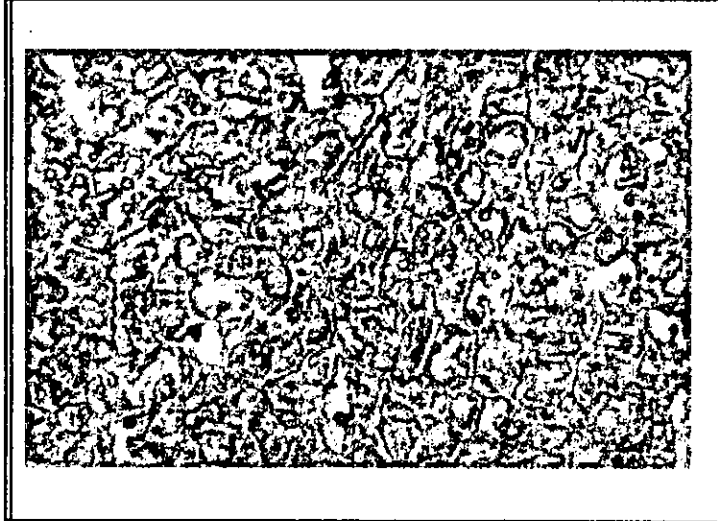


FIGURE 16: vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée par hydrodistillation (calibre 80)



FIGURE 17 : vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée par hydrodistillation (calibre320)

Les coupes anatomiques effectuées sur les graines de coriandre épuisées dans l'hexane, nous montrent que celles-ci ont une structure comparable à celle des graines témoins, c'est à dire non traitées (figure 22). Nous remarquons que le nombre de gouttelettes d'huiles dans chaque cellule est égal à deux ou trois (figure 20 et 21).

L'analyse de l'extrait à l'hexane de la graine de coriandre n'a révélé aucune trace de constituants volatils (figure 18). A la lumière de ce résultat (la coupe anatomique), nous pouvons dire qu'il n'y a pas eu extraction de constituants volatils. Ce résultat est en accord avec ceux obtenus dans les travaux antérieurs [2 , 3], qui ont montré que l'hydrodistillation des graines de coriandre préalablement épuisées dans l'hexane (figure 19) donne une huile essentielle comparable en quantité et en qualité à celle obtenue par hydrodistillation directe des graines (figure 14).

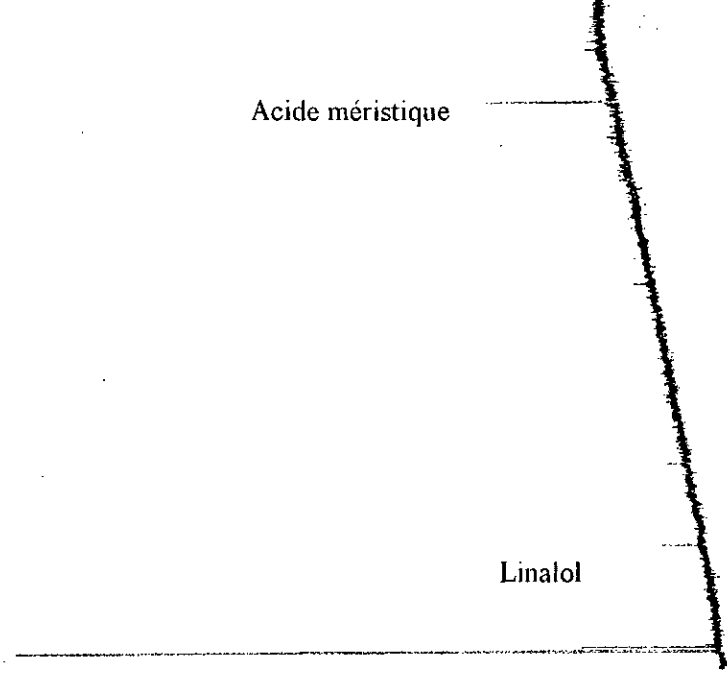


FIGURE 18 : Chromatogramme de la fraction volatile de l'extrait obtenu par épuisement des graines de coriandre dans l'hexane

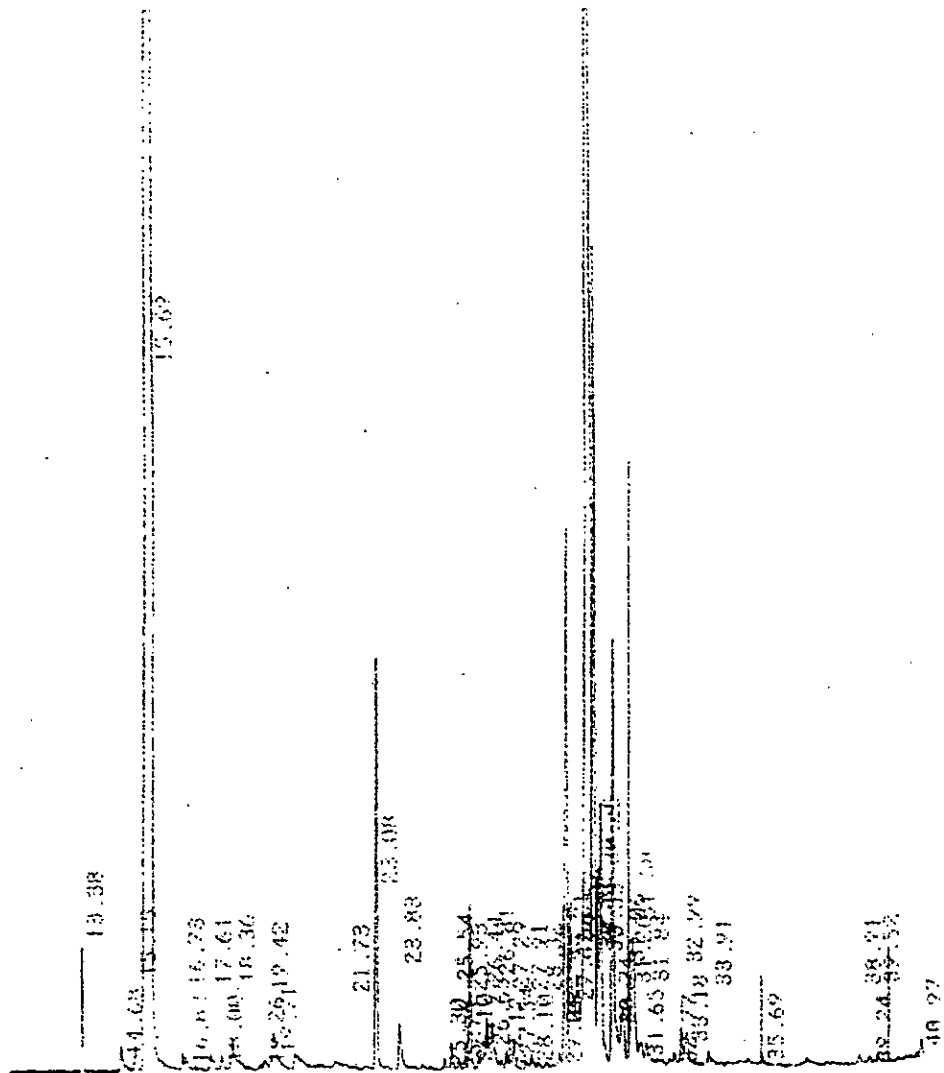


FIGURE 19 : Chromatogramme de l'huile essentielle, obtenue par hydrodistillation, des graines de coriandre, préalablement épuisées dans l'hexane



FIGURE 20 : Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée avec l'hexane (calibre 40)



FIGURE 21 : Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée avec l'hexane (calibre 80)

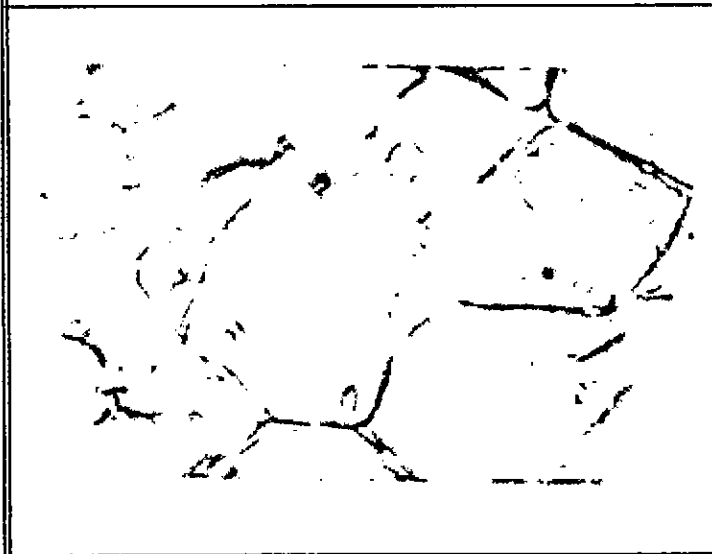
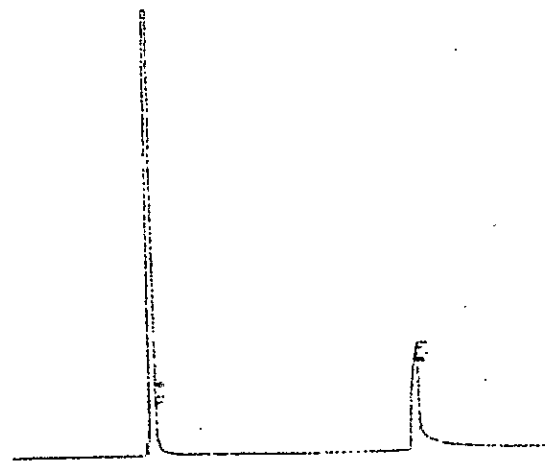


FIGURE 22 : Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée avec l'hexane (calibre 320)

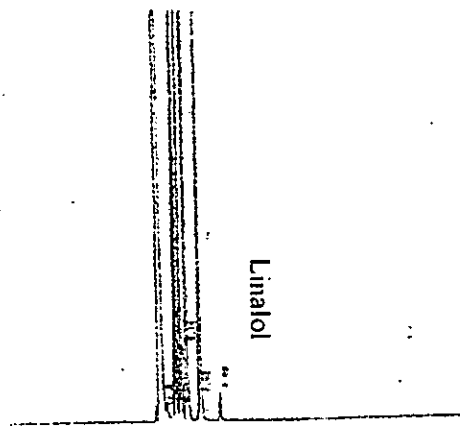
L'analyse de l'extrait au diméthylsulfoxyde de la graine de coriandre (figure 23) n'a révélé aucune trace de constituant volatil, alors que l'analyse de l'échantillon après hydrolyse, donne naissance à des produits légers, qui paraissent au début du chromatogramme.

Les coupes anatomiques effectuées sur les graines de coriandre traitées au diméthylsulfoxyde confirment qu'il y a eu bien extraction de ces constituants volatils, car les cellules sont pratiquement vidées des gouttelettes qui représentent huile essentielle (figure 24). Nous constatons que certaines sont restées dans les cellules proche du tégument, donc proches de la partie externe de la graine (figure 25). Nous remarquons aussi que la poche qui contient les gouttelettes d'huiles a éclaté et que ces gouttelettes, vues au fort grossissement, n'ont pas le même aspect que celles observées dans la graine témoin (figure 26). Donc ce qui reste dans les cellules ne peut être que du solvant et des gouttelettes d'huiles, qui lors de l'extraction sont restées dans les cellules les plus externes de la graine.

Par le biais de ces résultats, nous avons démontré que le diméthylsulfoxyde a bien extrait une matrice non détectable par chromatographie en phase gazeuse et que l'hydrolyse de cette phase a donné naissance à des constituants légers.



Chromatogramme A



Chromatogramme B

FIGURE 23 : Chromatogramme de la fraction volatile de l'extrait obtenu par épuisement des graines de coriandre dans le D.M.S.O

A: Avant hydrolyse

B : Après hydrolyse



FIGURE 24 : Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée au D.M.S.O (calibre 40)



FIGURE 25 : Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée au D.M.S.O (calibre 80)

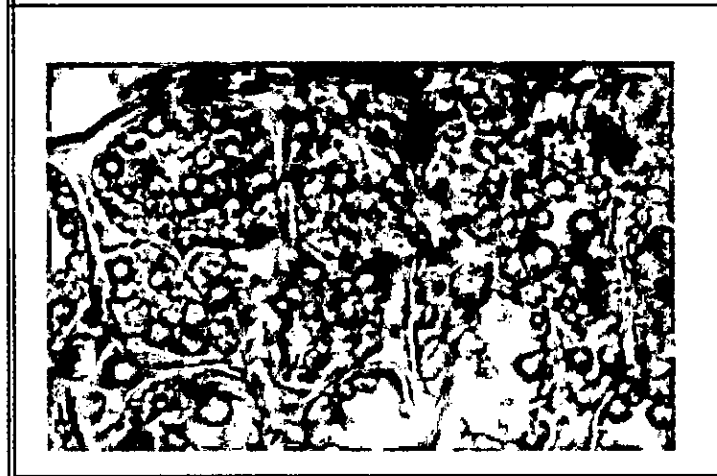


FIGURE 26 : Vue détaillée de la coupe transversale de la graine de coriandre traitée au D.M.S.O (calibre 320)

CHAPITRE .III

SIMULATION

III.1- Description de l'unité d'extraction de l'huile essentielle	61
III.1.1 - Section de lavage de la matière végétale	61
III.1.2 - Section de récupération de l'huile essentielle	61
III.1.3 - Section de récupération de l'eau parfumée	62
III.1.4 - Section de récupération de la tisane	62
III.1.5 - Réseaux d'acheminement	63
III.2- Simulation de l'unité d'extraction	64
III.2.1 - Données de base	64
III.2.2 - Logiciel de simulation ASPEN PLUS	64
III.2.3 - Choix du modèle thermodynamique	67
III.2.4 - Résultats de la simulation	68

La simulation des procédés mis en œuvre dans les industries chimiques et pétrochimiques, de nature souvent ordonnée, conduit à des modèles de simulation statique ou dynamique. Ces logiciels extrêmement perforants s'appuient sur des modèles thermodynamiques, calculant les propriétés de mélange à partir des celles des corps purs (équilibre entre phase, enthalpie, entropie) et sur des variables intensives (température, pression, composition) [76].

A partir des résultats préliminaires provenant du laboratoire [77] et de la littérature, il est possible de sélectionner le type d'extracteur à utiliser à l'échelle 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 28 indique les différentes composantes de la méthodologie de développement des procédés.

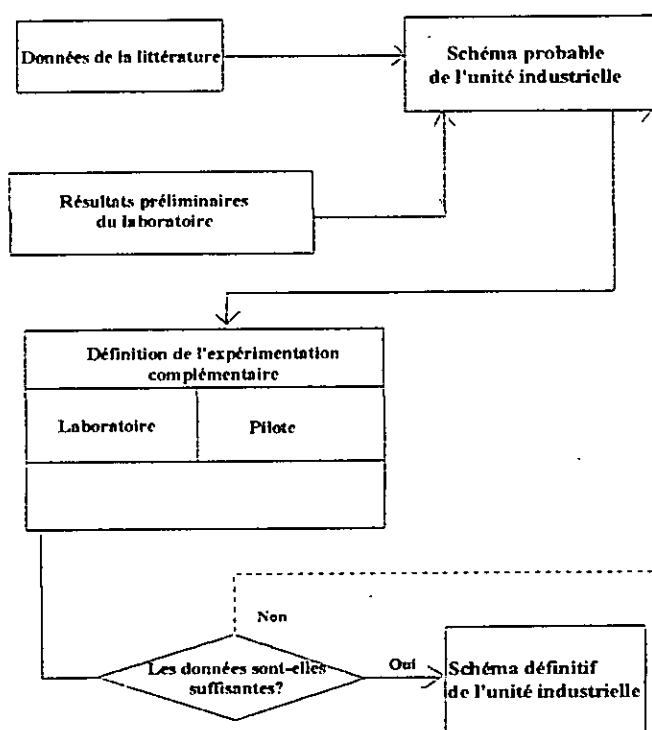


FIGURE 28 : Méthode générale de développement des procédés

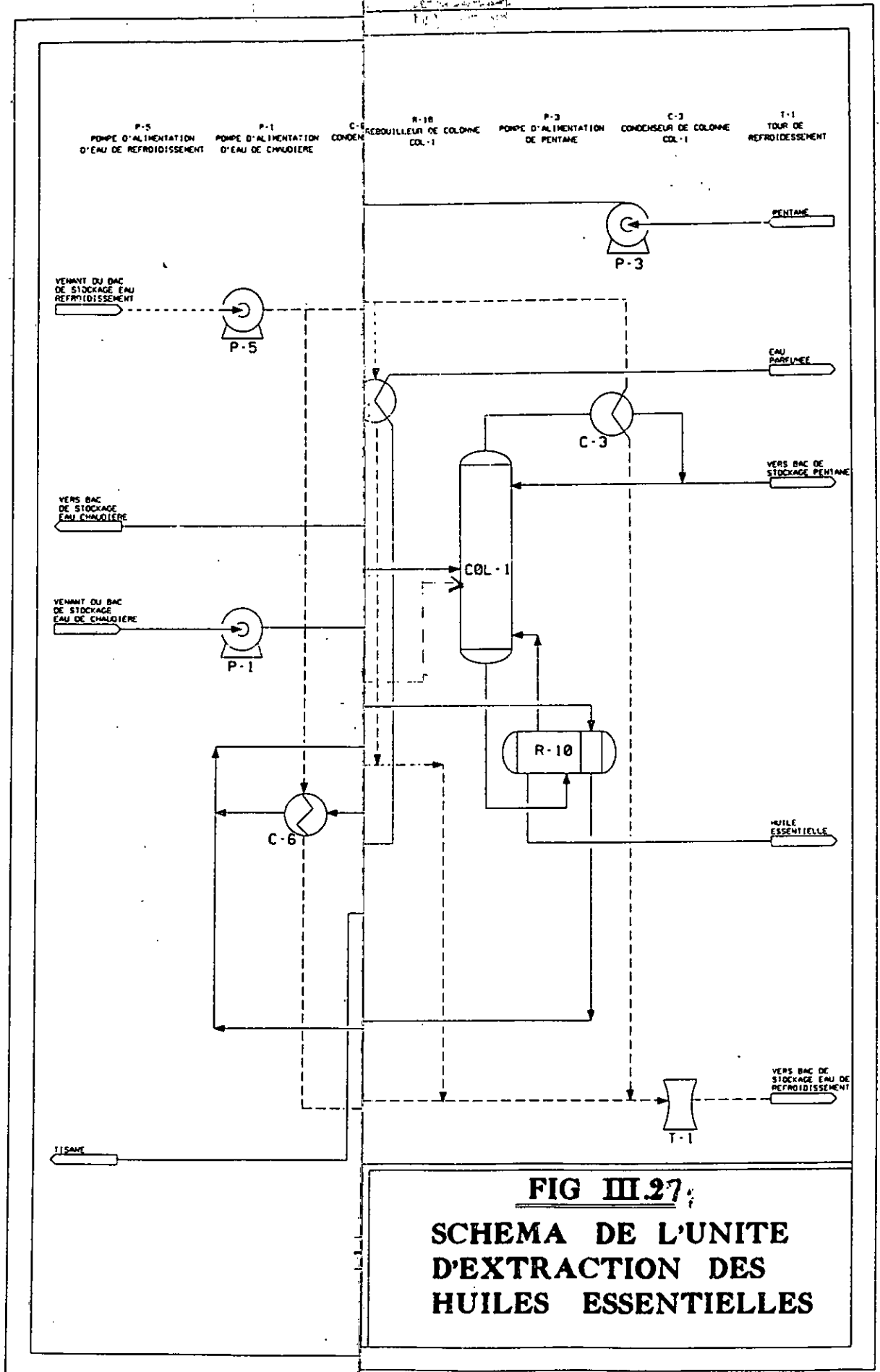


FIG III.27:
SCHEMA DE L'UNITE
D'EXTRACTION DES
HUILES ESSENTIELLES

Dans cette partie de l'étude, nous allons tenter de simuler trois unités industrielles d'extraction d'huile essentielle par entraînement à la vapeur d'eau. Les deux premières ont une capacité de traitement de matière végétale de 100 Kg/h, mais afin de comparer l'influence du solvant sur l'extraction liquide-liquide, nous avons utilisé deux solvants différents : l'hexane et le pentane. La dernière installation a une capacité de 1000 Kg/h et, comme solvant d'extraction, le pentane.

III.1- Description de l'unité d'extraction de l'huile essentielle

Cette unité comprend quatre sections distinctes, respectivement : le lavage de la matière végétale, la récupération de huile essentielle, la récupération de l'eau parfumée et de la tisane, auxquelles sont associées les réseaux d'acheminement. La figure 29 présente les différents blocs de cette unité.

III.1.1 - Section de lavage de la matière végétale

A partir de silos de stockage, les graines de coriandre sont convoyées en continu, vers un compartiment où elles sont distribuées sur une bande transporteuse perforée. L'eau percole à travers le lit, elles subissent un lavage avant d'être acheminées vers l'extracteur.

La section de lavage comporte les équipements suivants :

- bac de stockage d'eau de chaudière suivi d'une pompe,
- compartiment de lavage du solide (L-1).

III.1.2 - Section de récupération de l'huile essentielle

La section de récupération de l'huile essentielle comporte les équipements suivants :

- une chaudière (chaud-1) précédée d'un préchauffeur,
- un extracteur solide-fluide (Ex-1),
- un condenseur des vapeurs de tête de l'extracteur (C-1),
- un dispositif de décantation du mélange condensât, solvant d'extraction (DC-1),
- une colonne de distillation en continu pour la récupération du solvant et l'obtention de l'huile essentielle (COL-1),
- Bac de stockage de l'huile essentielle.
- Bac de stockage de l'eau de refroidissement, précédé d'une tour de refroidissement (T-1),

- Bac de stockage du solvant d'extraction,
- Bac de stockage de l'eau de chaudière.

Les graines en sortiront épuisées de leurs constituants volatils et odorants.

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. Toutefois, une partie de celle-ci, jouant le rôle de fluide caloporteur, servira à calorifuger l'extracteur, pour éviter toute condensation à l'intérieur. A la sortie, la vapeur chargée d'huile essentielle arrive au condenseur. Le mélange eau – essence, ainsi obtenu, auquel est additionné le solvant d'extraction, afin de récupérer les constituants hydrosolubles éventuels, subit une décantation. La phase organique recueillie est alors envoyée vers une colonne de distillation qui permettra la récupération du solvant et l'obtention de l'huile essentielle.

III.1.3 - Section de récupération de l'eau parfumée

La section « eau parfumée » comprend :

- un préchauffeur des eaux de décantation (E-1),
- un évaporateur (EV-1),
- un condenseur des vapeurs de tête(C-5),
- Bac de stockage de l'eau parfumée.

Afin de valoriser tous les produits d'extraction, les eaux de décantation, préchauffées au préalable, passent un évaporateur. Ceci permettra, après condensation des vapeurs de tête, de récupérer une eau parfumée. Quant au résidu, il est acheminé vers le circuit d'eau de la chaudière.

III.1.4 - Section de récupération de la tisane

Cette section de récupération de la tisane est constituée :

- d'un évaporateur des eaux de lavage (EV-1),
- d'un condenseur des vapeurs de tête (C-6),
- Bac de stockage de la tisane.

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

III.1.5 - Réseaux d'acheminement

L'unité globale nécessite pour son fonctionnement trois réseaux d'acheminement distincts qui sont:

- 1- le réseau du solide,
- 2- le réseau d'eau de chaudière,
- 3- le réseau d'eau de refroidissement.

REPRESENTATION DU PFD EN BLOCS D'OPERATIONS UNITAIRES

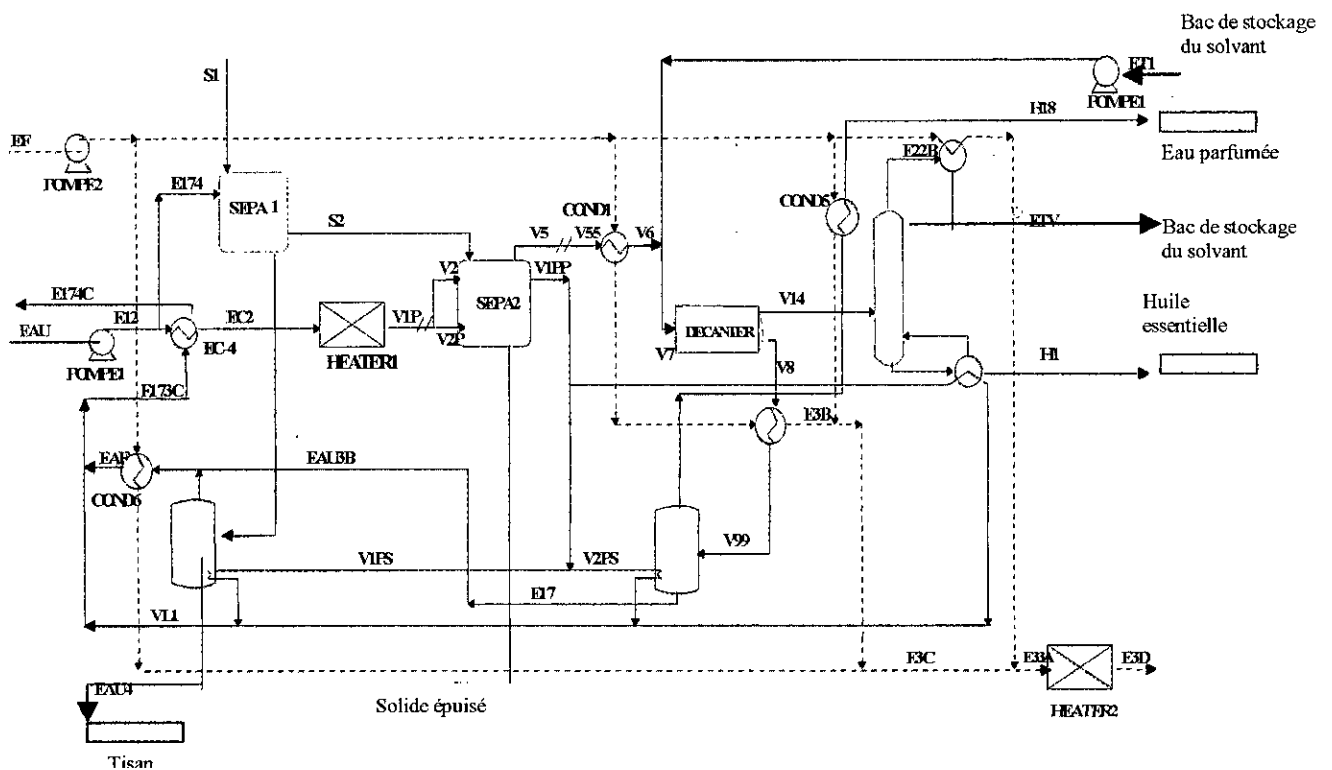


FIGURE 29 : Schéma de l'unité d'extraction des huiles

III.2- Simulation de l'unité d'extraction

Après avoir introduit les informations relatives au schéma de fabrication, nous obtiendrons une représentation complète du fonctionnement de l'installation, comprenant les compositions, les débits et les propriétés des produits ainsi que les performances des divers blocs unitaires [78].

III.2.1 - Données de base

L'unité d'extraction est conçue pour traiter cent Kilogrammes de solide par heure; le pourcentage massique d'huile essentielle présente dans le substrat végétal est estimé à 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 rappelée dans le tableau III.1 ci-dessous

Tableau. III-1 : Principaux composants de l'huile essentielle

Composés	Teneur massique(%)
linalol	89.0
dodecane	0.6
α -humulene	0.9
octanal	3.4
acide-myristique	2.7
acétate de Geranyl	3.5

Le procédé permettra d'obtenir :

- de l'huile essentielle,
- de l'eau parfumée par évaporation des eaux de décantation à raison de 5 % massique
- 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 outil de modélisation des procédés. Pour son exécution l'utilisateur devra :

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

2- Spécifier les composants chimiques utilisés dans le procédé, dans la mesure où ces derniers existent dans les banques de données du simulateur. Dans le cas contraire, ils doivent être définis et introduits dans la base de données.

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

4- Spécifier les conditions opératoires et les flux des diverses alimentations.

5- Spécifier les conditions opératoires pour les différents blocs unitaires du procédé.

Le langage d'entrée est composé de paragraphes, de phrases et de données d'entrée individuelles; trois mots clés correspondent à cette hiérarchie : primaire, secondaire et tertiaire.

Le paragraphe est un groupe logique de données, telles que les données décrivant un flux ou un bloc unitaire. Tous les paragraphes commencent avec un mot clé primaire.

La phrase ayant un format d'entrée libre commence par un mot clé secondaire. Enfin, le mot clé tertiaire sert à introduire les données [78].

Exemple

FLOWSHEET

BLOCK B IN = L OUT = V

BLOCK B HEATER

PARAM TEMP = 122 [°C] PRES = 2 [BAR]

III.2.2.1 - Modèles utilisés

Le tableau III.2 présente les divers modèles correspondant aux différents équipements de l'unité d'extraction.

Tableau. III-2 : Modèles utilisés

EQUIPEMENT	MODELE DANS ASPEN PLUS
POMPE	PUMP
ECHANGEUR DE CHALEUR	HEATX ou HEATER
SEPARATEUR DE FLUX	SEP
MELANGEUR	MIXER
COLONNE DE FRACTIONNEMENT	RADFRAC
DIVISEUR DE FLUX	FSPLIT
PRECHAUFFEUR, REFROIDISSEUR	HEATER
EVAPORATEUR	FLASH2
DECANTEUR	DECANTER

Le modèle **PUMP** permet de calculer la puissance requise à la pression de sortie de la pompe et vice versa.

Le modèle **HEATER** est utilisé pour représenter toute opération faisant intervenir une variation de température.

Le modèle **FLASH2** est utilisé pour représenter les évaporateurs, les séparateurs flash et ceux par gravité, ainsi que tout séparateur à un seul étage.

Le modèle **DECANTER**, utilisé pour modéliser les séparateurs liquide-liquide, permet de calculer la distribution liquide-liquide à partir de l'équation d'état utilisée.

Les modèles **HEATER**, **FLASH2** et **DECANTER** permettent de déterminer les conditions thermiques et de phase du mélange lorsque les conditions de sortie sont spécifiées.

Le modèle **HEATX** est utilisé pour représenter le transfert de chaleur entre deux flux, dans un échangeur de chaleur.

Le modèle **SEP** est utilisé lorsque les détails de la séparation sont inconnus ou ne sont pas importants, mais la répartition des composants dans les flux de sortie est quant à elle connue.

Le modèle **RADFRAC**, utilisé pour tout type de fractionnement, tel que l'absorption, l'extraction liquide-liquide, la distillation, permet, à l'aide d'une méthode plateau par plateau, d'effectuer le calcul d'équilibre pour chaque étage.

III.2.3 - Choix du modèle 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 avons choisi l'option thermodynamique **SYSOP3**, option basée sur l'équation d'état **REDLICH-KWONG-SOAVE** [79]. En effet, celle-ci permet d'obtenir des résultats convenables pour les mélanges non polaires ou moyennement polaires.

L'équation de **REDLICH-KWONG-SOAVE** s'écrit

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

où

$$b_m = \sum_i n_i b_i$$

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

$$a_m = \sum_j \sum_i X_i \cdot X_j (a_i \cdot a_j)^{0.5} (1 - K_{ij})$$

$$a_i = a_{ci} \alpha(T)$$

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

$$\alpha(T) = [1 + F_w (1 - \sqrt{T_r})]^2$$

F_w est une fonction quadratique du facteur acentrique w :

$$F_w(w) = 0.48508 + 1.55171w - 0.15613w^2$$

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

$$f_i^1 = f_i^2$$

avec f_i^1 la fugacité du constituant i dans la phase 1 et

f_i^2 celle du constituant i dans la phase 2.

Les propriétés thermodynamiques de la vapeur d'eau et de l'eau pure sont obtenues à partir des tables thermodynamiques **NBS / NRC** [79].

Pour le calcul de la solubilité de l'eau dans la phase organique, nous avons utilisé l'option **SOLU-WATER = 2** qui permet de calculer cette solubilité à partir de corrélations prédéfinies, introduisant une correction pour les systèmes insaturés. Cette solubilité est calculée comme étant la fraction moyenne pondérée des solubilités de l'eau dans chaque espèce chimique présente dans la phase organique [80] :

$$x_w = a / (1 + a) \quad (\text{III.2})$$

$$a = \sum x_j \cdot (x_{w j} / 1 - x_{w j}) \quad (\text{III.3})$$

où x_j est la fraction molaire de l'espèce i chimique dans la phase organique,
 $x_{w j}$, la solubilité de l'eau dans l'espèce chimique i .

La valeur de $x_{w j}$ est obtenue à partir du modèle **WATSOL** qui s'écrit :

$$\ln x_{w j} = C_{1i} + C_{2i} / T + C_{3i} T \quad (C_{4i} \leq T \leq C_{5i})$$

avec T , la température opératoire et

C_{1i} , C_{2i} , C_{3i} , C_{4i} , C_{5i} , les constantes contenues dans des banques de données.

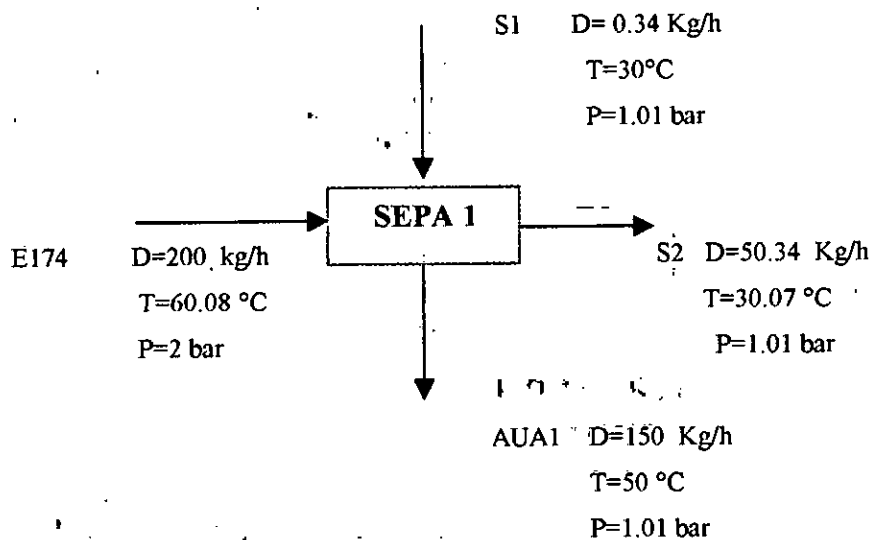
Pour le calcul de la viscosité et de la conductivité thermique, il a été fait appel au modèle de **CHUNG-LEE-STARLING** qui est fonction des paramètres critiques et des facteurs acentriques, ainsi que des coefficients d'interactions entre les espèces chimiques considérées[80].

Afin d'estimer la tension superficielle de la phase organique, nous avons utilisé la corrélation de **HAKIM-STEINBERG-STIEL** [80].

III.2.4 - Résultats de la simulation

Nous allons représenter les résultats de la simulation de l'unité de 100 Kg/h, des importantes sections, sous forme de schémas et de tableau. Nous allons tenter de mettre en évidence les débit massiques et molaires, la température, la pression et la composition des constituants de huile essentielle ; des entrées (input) et des sorties (output) de chacune des sections.

III.4.3.1- Section de lavage de la matière végétale



S1 : entrée de la matière végétale pour le lavage,

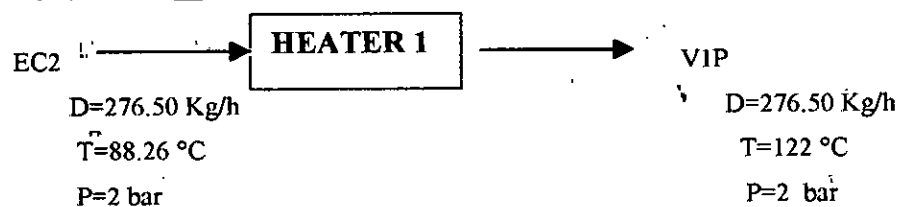
E174 : entrée de l'eau de lavage,

S2 : sortie de la matière végétale lavée,

EAUA1 : sortie de l'eau de lavage colorée.

II.4.3.2- Section d'extraction de huile essentielle

a- La chaudière



EC2 : entrée de l'eau venant du bac de stockage de l'eau de chaudière,

VIP : sortie de la vapeur d'eau.

Le solvant arrive au décanteur avec un débit de 10Kg/h, une température de 25°C et une pression de 1 bar. le reste des résultats de la simulation se trouvent en annexe-III.

Les résultats de la simulation montrent que le taux de solvant dans l'huile essentielle reste élevé. Les risques que pose l'utilisation et le stockage du pentane, nous pousse à utiliser de l'hexane, tout en prévoyant une petite installation de distillation sous vide traitant le produit de la distillation atmosphérique et qui permet de concentrer la solution afin qu'elle réponde aux normes.

CHAPITRE .IV

DIMENSIONNEMENT

IV.1- Alimentation et lavage du solide	73
IV.1.1 - Dimensionnement	74
IV.2 – L'extracteur	75
IV.2.1 - Détermination du nombre d'unités de transfert	75
IV.2.2 - Détermination du nombre n_t d'étages théoriques et de l'efficacité E_m	76
IV.2.3 - Dimensions de l'extracteur	77
IV.3 – Pompe d'alimentation de l'eau de chaudière	91
IV.3.1 - Notions théoriques sur les pompes utilisées	91
IV.3.2 - Dimensionnement de la pompe	91
IV.4 - La chaudière	95
IV.4.1 - Notions théoriques	95
IV.5-Le décanteur	98
IV.5.1- Notions théoriques	98
IV.5.2- Dimensionnement du décanteur	98
IV.6- Colonne de séparation pentane-huile essentielle	105
IV.6.1- Notions théoriques	105
IV.6.2- Hydrodynamique de la colonne	106
IV.7- Dimensionnement du ballon de reflux de la colonne	112
IV.7.1- Données de base	112
IV.7.2- Etapes de calcul	112
IV.8- Les échangeurs de chaleur	113
IV.8.1- Notions théoriques	113
IV.9- Dimensionnement du condenseur de tête de l'extracteur (C-1)	116
IV.9.1-Données de base	116
IV.9.2- Etapes de calcul	117
IV.10- La tour de refroidissement (T-1)	126
IV.10.1-Notions théoriques	126

IV

LE DIMENSIONNEMENT

Le présent chapitre a pour objet de présenter le dimensionnement des principaux éléments des unités industrielles que nous avons simulées et de donner les bases de calcul des paramètres de fonctionnement.

IV.1- Alimentation et lavage du solide

Le convoyage du solide par bande transporteuse constitue l'essentiel des procédés mis en œuvre industriellement pour traiter de gros tonnages de matière première (allant jusqu'à 5000 tonnes par heure), sur des dizaines de mètres et à des vitesses supérieures à 5 m/s, plutôt que pour le convoyage de quelques Kilogrammes sur des distances très courtes[81]. Ces procédés sont caractérisés par un cheminement interrompu du solide et de l'eau[82].

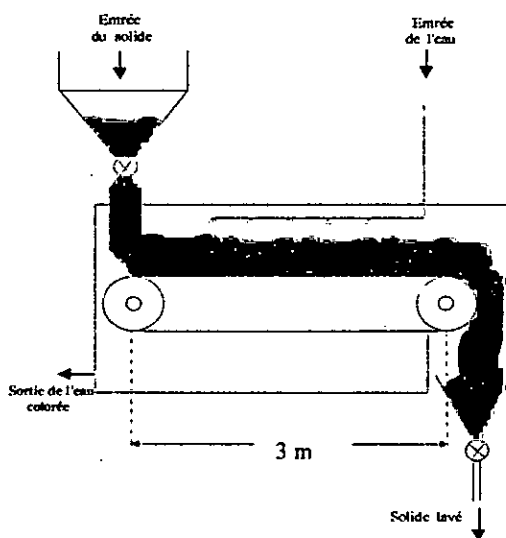
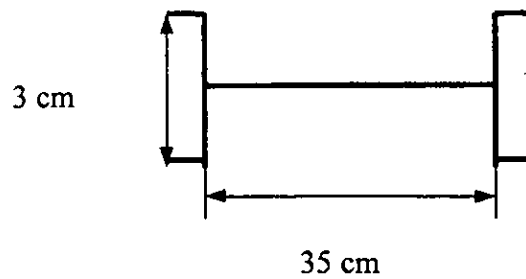


FIGURE 30 : Système d'alimentation du solide.

IV.1.1 - Dimensionnement

Le solide est distribué en continu sur une bande transporteuse perforée, de surface égale à $0.01 \text{ m}^2/\text{s}$, le diamètre des orifices se situe entre 500 et 750μ . Pour des solides ayant un diamètre moyen inférieur à 50 mm , la largeur du tapis est de 35 cm , pour une capacité de 100 Kg/hr , la vitesse de la bande transporteuse est $v = 1.02 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$, la puissance linéaire nécessaire pour le convoyage du solide est aux environs de 1 Kcal/h m [81].

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 de 5 mn , la longueur L de la bande transporteuse est : $L = \tau \cdot v = 3 \text{ m}$.

L'eau est distribuée à travers des buses d'arrosage dont la vitesse est généralement située entre 38 et $136 \text{ m}^3/(\text{hr} \cdot \text{m}^2)$ [83].

Tableau.IV-1 : Dimensionnement du tapis d'alimentation

	Unité de 100 Kg/h	Unité de 1000 Kg/h
Longueur de la bande (m)	3	5
Diamètre des orifices (micron)	500 à 1500	500 à 1500
Largeur du tapis (cm)	35	35

IV.2 – L'extracteur

IV.2.1 - Détermination du nombre d'unités de transfert

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

La quantité de matière transférée par unité de temps d'une phase à l'autre s'écrit :

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

Où:

K_{od} désigne 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 des concentrations C et C^* exprimées en Kg/m^3 ;

C^* étant 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 [84] :

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

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

avec ϕ_d et ϕ_c les débits volumiques de chaque phase (d : dispersée, c : continue) et α coefficient de partage du 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 :

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

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

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 Λ le facteur d'extraction caractérisant les conditions opératoires et défini par les relations [84]:

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

La relation qui lie le coefficient de partage α à la constante d'équilibre m , obtenue par le biais de la modélisation est la suivante :

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

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

avec : V_d le volume du solide,
 V_c volume du fluide,
 ϕ_c le débit volumique du fluide,
 τ le 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** [84]:

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

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

$$\text{d'où } N_{ud} = 1.04$$

$$\text{et } N_{uc} = 3.05$$

IV.2.2 - Détermination du nombre n_t d'étages théoriques et de l'efficacité E_m

Le nombre d'étages théoriques qui sont nécessaires pour réaliser l'opération est égal à [84]:

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

$$n_t = 0.64$$

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 Murphee, pour le cas d'un contact continu à contre courant, en considérant un écoulement piston pour la phase continue, est donnée par [84] :

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

$$E_M = 0.84$$

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 extrapoler du laboratoire à l'unité pilote (semi-pilote), puis du pilote (semi-pilote) à l'unité industrielle.

Lorsque l'extracteur à été dimensionné comme un lit fixe, en considérant une activité constante dans le temps, quoique variable dans l'espace, 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 [85].

La conception d'un extracteur à lit fixe est généralement faite sur la base de la vitesse spatiale, déterminée au cours d'expériences faites au laboratoire ou en unité 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 [86].

IV.2.3.1 - Données

a- Données expérimentales

- Masse volumique apparente du solide $\rho_g = 267.9 \text{ kg/m}^3$,
- Masse volumique apparente du lit $\rho_{\text{lit}} = 256.2 \text{ kg/m}^3$,
- Temps de séjour du solide $\tau = 3 \text{ h}$,
- Teneur initiale du soluté dans la matière végétale $C_e = 0.34 \%$,
- Masse volumique du solide $\rho_s = 474.3 \text{ kg/m}^3$,
- Diamètre moyen des particules $d_p = 4\ 000 \mu$.

b - Paramètres fixés

- Tonnage en solide égal à $W_d = 100 \text{ kg/h}$,
- Diamètre de la tôle d'acier interne $D = 0.30\text{m}$,
- Diamètre de la vis convoyeuse $d = 0.99D = 0.297 \text{ m}$ [85],
- Pas de la vis convoyeuse $R = 0.5D = 0.15 \text{ m}$ [85],
- Diamètre externe de la tige de la vis convoyeuse, $d' = 0.095D = 0.028 \text{ m}$ [85],
- Distance entre l'enveloppe externe et la tôle d'acier interne $L' = 0.1D = 0.03 \text{ m}$ [85],
- 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 la vitesse spatiale horaire. Nous nous sommes situés pour cela dans les conditions les plus favorables, permettant une consommation minimale de vapeur (masse de matière végétale : $M_d = 0.2 \text{ kg}$ et débit de vapeur d'eau : $W_c = 0.18 \text{ kg/h}$)

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

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

avec V_{lit} le volume du lit.

VIII.2.3.2 - Etapes de Calcul**1- Détermination de la vitesse d'écoulement du solide v_d**

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

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

$$A = \frac{\pi}{4} (D^2 - d^2) = \frac{\pi}{4} ((0.3)^2 - (0.028)^2) = 0.07 \text{ m}^2$$

$$A = 0.07 \text{ m}^2$$

$$v_d = 0.83 \times 10^{-3} \text{ m/s}$$

2- Estimation de la longueur de l'extracteur L

$$L = v_d \cdot \tau \quad L = 8.964 \text{ m} \approx 9 \text{ m} \quad L = 9 \text{ m}$$

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 2.25 mètres. La matière végétale est entraînée en continu de haut en bas de l'installation. La vapeur est, par contre injectée au bas de l'extracteur.

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

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

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

$$V_{lit} = 0.63 \text{ m}^3$$

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

$$W_c = 94 \text{ kg/h}$$

4 - Détermination de la vitesse superficielle de la vapeur d'eau v_c

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

$\rho_v = 0.945 \text{ Kg/m}^3$ et $\mu_v = 1.263 \cdot 10^{-5} \text{ PI}$. Ainsi la vitesse v_c s'écrit :

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

$$v_c = 0.10 \text{ m/s}$$

5 - calcul de la vitesse terminale de chute libre des particules solides v_T

Le nombre de Reynolds s'écrit :

$$Re = \frac{v_c \cdot D \cdot \rho_v}{\mu_v} = 2363$$

Selon [85], pour $Re > 10^3$, v_T est donné par l'expression suivante :

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

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

$$v_T = 7.70 \text{ m/s}$$

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** [85]:

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

où ε_{lit} est la porosité du lit et d_p le diamètre moyen des particules.

$A = 150$ et $B = 1.75$ (pour des lits homogènes, constitués par des particules sphériques de dimensions similaires).

$$\text{d'où } \frac{\Delta P}{L} = 1283 \text{ Pa /}$$

La vis convoyeuse va créer une turbulence, donc une perte de charge supplémentaire. Cette perte de charge peut atteindre de 50 à 100 % de la valeur de celle que l'on aurait dans la même longueur de tube sans la vis [85]. De ce fait la perte de charge à travers les tubes de l'extracteur en tenant compte de la vis convoyeuse est :

$$\Delta P_{totale} = \Delta P + 0.80 \Delta P, \Delta P_{totale} = 0.208 \text{ bar.}$$

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

$$Z = \frac{L_1}{R}$$

$$Z = 15 \text{ spires/tube.}$$

8 - Vitesse de rotation de la vis convoyeuse N

$$N = \frac{L_1}{(R)(\tau)}$$

$$N = 5 \text{ tr / h.}$$

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

Selon le code ASME - section VIII- div.1[87], 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 donnée par la relation suivante :

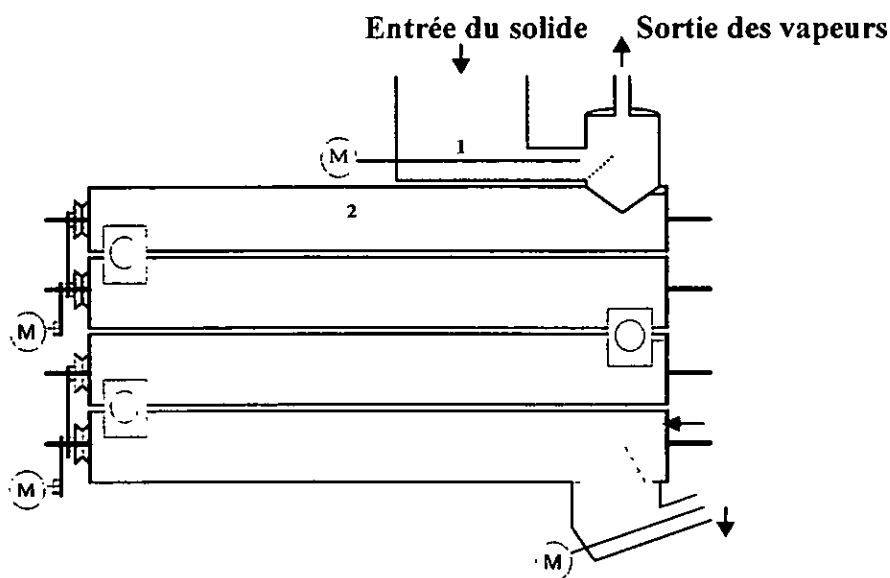
$$e = \frac{P.D}{2(SE + P\gamma)} + C \quad (IV.12)$$

- où e : épaisseur de calcul,
 P : désigne la pression de calcul,
 S : fatigue permise à la température de calcul (20010 Psi pour l'acier inoxydable de désignation ASTM A376TP 304 [82] ,
 D : diamètre extérieur du tube,
 γ : coefficient variant de 0.4 à 0.6 suivant les températures et les aciers ($\gamma = 0.6$),
 E : coefficient de joint variant de 0.6 à 1 suivant le mode de soudure et les vérifications possibles par radiographie ($E = 0.85$, pour une radiographie par points).
 C : surépaisseur de corrosion ou d'érosion, ou profondeur de filtrage ($C = 4.25$ mm pour une tôle d'acier inoxydable de forme cylindrique).

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

$$e = 4.50 \text{ mm.}$$

Selon les normes ANSI [83], pour un diamètre interne normalisé en acier de 0.31 m, l'épaisseur correspondante est de 4.57 mm. Selon les même normes, pour un diamètre interne de l'enveloppe $D' = 0.44$ m, l'épaisseur correspondante est $e' = 6.35$ mm.



1 :Alimentation en solide, 2 :Extracteur

FIGURE 31: Schéma de l'extracteur

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

$$e_0 = 4.17 \text{ mm}$$

(voir équation IV.12)

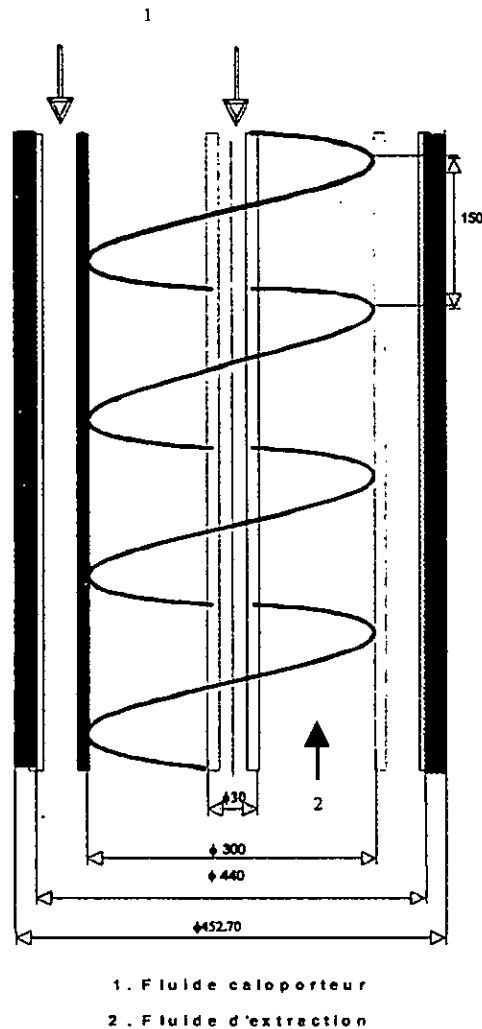


FIGURE 32 : Caractéristiques internes de l'extracteur

11 - Echange de chaleur fluide caloporteur-milieu extérieur

Pour mieux conserver l'isothermicité de l'extracteur et éviter la condensation de la vapeur d'eau à l'intérieur de ce dernier, 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.

Afin de pouvoir déterminer l'épaisseur du calorifugeage, nous développons 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

Le flux de chaleur échangé dans ce cas s'écrit :

$$\phi_1 = h_1 \cdot S_1 \cdot (T_v - T_{P1}) \quad (\text{IV.13})$$

avec : h_1 le coefficient de transfert de chaleur par convection vapeur - paroi interne de l'enveloppe,

S_1 la Surface interne de la transmission de chaleur,

T_v la température du fluide caloporteur (vapeur d'eau),

T_{P1} la température de la paroi interne de l'enveloppe.

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

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

avec λ la conductivité thermique de la vapeur d'eau.

La corrélation de **Dittus -Boelter** [89] permet d'obtenir le nombre **Nu** :

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

En industrie, on préfère travailler en régime turbulent ($\text{Re} > 2000$), 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 lui avons attribué une valeur voisine de celle du fluide. A partir de là nous déterminerons les paramètres nécessaires à l'établissement d'un bilan qui permet 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 calculer 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 $T_m = 121\text{ }^{\circ}\text{C}$.

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

$$\rho = 1.113\text{ kg/m}^3$$

$$\lambda = 0.201\text{ kcal/h.m.}^{\circ}\text{C}$$

$$C_p = 0.465\text{ kcal/kg.}^{\circ}\text{C}$$

$$\mu = 0.048\text{ Kg/h m.}$$

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

avec W_v le débit du fluide caloporteur circulant dans l'enveloppe $W_v = 1610\text{ kg/h}$.

$$\text{d'où } Re = 3484.$$

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

$$Pr = 0.68$$

Pour $Re > 2000$ et $Pr > 0.6$ nous avons, selon [88], $\psi = 0.26$ et $\gamma = 0.6$.

$$Nu = 30.5 \quad (\text{voir équation IV.15})$$

$$h_1 = 25.4\text{ kcal/h.m}^2\text{.}^{\circ}\text{C} \quad (\text{voir équation IV.14})$$

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

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

avec : λ_p la conductivité thermique de l'acier utilisé et

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

11. 3 - Chaleur émise à travers le calorifuge

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

avec : λ_i la conductivité thermique du calorifuge utilisé, $\lambda_i = 0.660 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$ pour le polystyrène 50-650 ASTM C-578-696R2 [82],
 T_{P3} la température de la paroi externe du calorifuge,
 e_i l'épaisseur du calorifuge utilisé.

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_{air} coefficient de transfert de chaleur entre l'air et la couche extérieure de la l'extracteur,

S_4 surface extérieure de l'enveloppe,

T_{air} température de l'air.

En supposant une température ambiante de 20°C , les tables donnent un coefficient de transfert de chaleur h_{air} [81] :

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

11.5 - Calcul de l'épaisseur du calorifuge

Nous supposons que le matériau 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 s'écrit alors :

$$\phi_1 = h_1 (\pi D') (L_t) (T_v - T_{P1}) = 78.86 (T_v - T_{P1})$$

$$\phi_2 = \frac{2\pi(\lambda_i)(L_t)(T_{P3} - T_{P2})}{\ln\left(\frac{D'+2e'+2e_i}{D'+2e'}\right)} = \frac{9.32}{\ln\frac{B}{A}} (T_{P1} - T_{P2})$$

$$\phi_3 = h_a [\pi(D' + 2e' + 2e_i)](L_t)(T_{P3} - T_{\text{air}}) = 12.99 .B .(T_{P3} - T_{\text{air}})^{5/4}$$

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

A partir de ces équations, nous tirons

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

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

$$B = 0.48 \text{ et } A = 0.453 \text{ m.}$$

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

$$T_{P1} = 121.7\text{ C}^\circ$$

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

$$e_i = \frac{B - (D' + 2e')}{2}$$

$$e_i = 13.65 \text{ mm}$$

12 - Système d'Alimentation en solide dans l'extracteur

12.1 - Bac de garde

Pour 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 40 kg

Le volume du bac est $V_b = 40/\rho_{lit} = 0.15\text{ m}^3$.

Pour une hauteur du bac cylindrique H_b , égale à 1 m , le diamètre du bac D_b

$$\text{correspondant est : } D_b = \sqrt{\frac{4.(V_b / H_b)}{\pi}} \quad D_b = 0.62 \text{ m}$$

12.2 - Conduite d'Alimentation en Solide

12.2.1 - Paramètres fixés

$$\text{Diamètre de la conduite d'alimentation} \quad D_1 = \frac{D}{2} = 0.155 \text{ m.}$$

$$\text{Longueur de la conduite d'alimentation} \quad L_1 = 0.25 \text{ m.}$$

$$\text{Diamètre de la vis d'alimentation:} \quad d_1 = 0.99D_1 = 0.153 \text{ m.}$$

$$\text{Pas de la vis d'alimentation} \quad R_1 = 0.5D_1 = 0.0775 \text{ m.}$$

$$\text{Diamètre de la tige de la vis d'alimentation} \quad d_1' = 0.095D_1 = 1.47 \times 10^{-2} \text{ m.}$$

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

$$Z = \frac{(L_1 + 0.25)}{R_1}$$

$$Z = 6 \text{ spires}$$

12.2.3 - Temps de séjour du solide (bac et conduite d'alimentation) t_s

$$t_s = \frac{[\pi(D_1 - d_1)] \cdot (L_1 + 0.25)}{4(W_d / \rho_s)} \times 60$$

$$t_s = 1.43 \text{ mn}$$

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

$$N = \frac{L_1 + 0.25}{R_1 \cdot t_s}$$

$$N = 4.5 \text{ tr/mn.}$$

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

$$e_b = 4.3 \text{ mm}$$

$$\text{et } e_1 \approx 4.3 \text{ mm} \quad (\text{voir équation IV.12})$$

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

13 - Conduite d'évacuation des vapeurs de tête

Pour éviter l'entraînement des vapeurs de tête vers le bac d'alimentation, l'utilisation d'un déflecteur s'impose. De plus, une hauteur supplémentaire séparant la conduite d'alimentation et la sortie des vapeurs de tête doit être assurée. Cette hauteur a été fixée à 15cm.

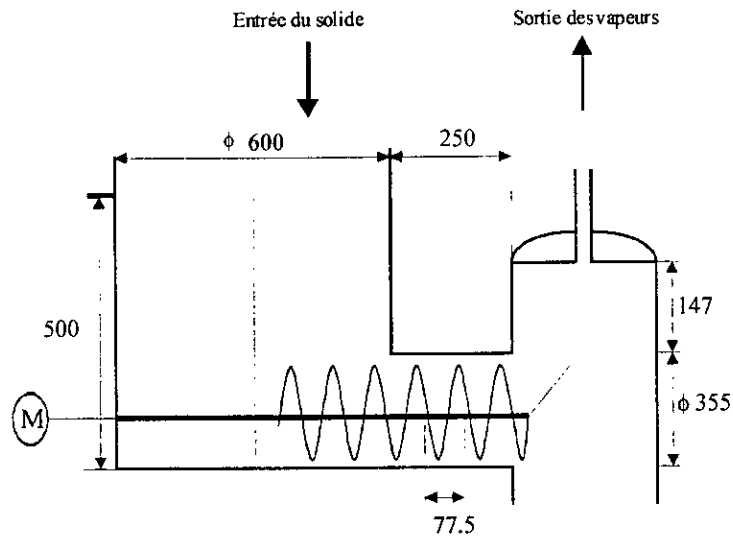


FIGURE 33: Alimentation en solide et évacuation des vapeurs de tête.

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

Selon le code ASA B.31

$$e'' = 4.38 \text{ mm} \approx 4.4 \text{ mm.} \quad e'' = 4.4 \text{ mm} \quad (\text{voir équation IV.12})$$

avec $P = 2 \text{ bar}$

14-Evacuation du solide épuisé

14.1 -Paramètres fixés

Diamètre de la conduite d'évacuation $D_2 = 0.155 \text{ m,}$

Longueur de la conduite d'évacuation $L_2 = 0.5 \text{ m,}$

Diamètre de la vis convoyeuse $d_2 = 0.99D_2 = 0.153 \text{ m,}$

Pas de la vis convoyeuse $P_2 = 0.5D_2 = 0.0775 \text{ m,}$

Diamètre de la tige de la vis convoyeuse $d'_2 = 0.095D_2 = 1.47 \times 10^{-2} \text{ m.}$

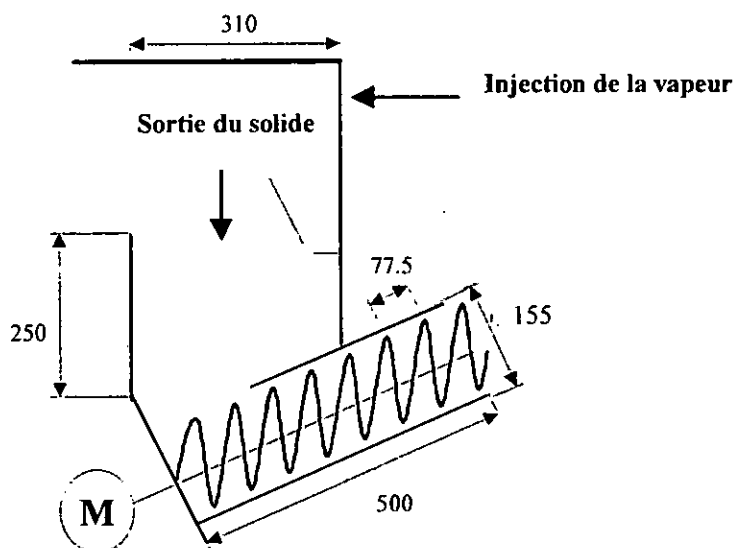


FIGURE 34 : Système évacuation du solide épuisé

14.2 - Temps de séjour du solide dans la conduite d'évacuation t_s

$$t_s = \frac{[\pi (D_2 - d'_2)] L_2}{4 \left(\frac{W_d}{\rho_s} \right)} \times 60$$

$$t_s = 1.43 \text{ mn}$$

14.3 - Nombre de spires de la vis convoyeuse Z

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

$$Z = 6 \text{ Spires}$$

14.4 - Vitesse de rotation de la vis convoyeuse N

$$N = \frac{L_2}{P_2 \cdot T_s}$$

$$N = 4.5 \text{ tr/mn}$$

15- Calcul du poids de l'extracteur M_{total}

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

Selon [88], la densité de l'acier inoxydable A 376 TP 304 est 7.9 g/cm^3 .

15-1 Poids du bac d'alimentation M_b

$$M_b = (7.9 \times 10^3) (e_b) \left[\pi D_b L_b + \frac{\pi D_b^2}{4} \right]$$

$$M_b = 44 \text{ Kg}$$

15-2 Poids de la conduite d'alimentation du solide M_1

$$M_1 = (7.9 \times 10^3) (e_1) (\pi \cdot L_1 \cdot D_1)$$

$$M_1 = 4 \text{ Kg}$$

15-3 Poids de la tôle interne d'acier inoxydable du corps de l'extracteur M_0

$$M_0 = (7.9 \times 10^3) (e) [\pi \cdot L \cdot D + \pi \cdot D (0.3 + D_1 + 0.5)]$$

$$M_0 = 339 \text{ Kg}$$

15-4 Poids de l'enveloppe M'

$$M' = (7.9 \times 10^3) (e') (\pi \cdot D' \cdot L)$$

$$M' = 624 \text{ Kg}$$

15-5 Poids des 8 fonds plats et du fond elliptique M''

$$M'' = (7.9 \times 10^3) [(8) (0.842 D^2) (e') + (0.842 D^2) (e'')]$$

$$M'' = 33 \text{ Kg}$$

15-6 Poids de la conduite d'évacuation des déchets M_2

$$M_2 = (7.9 \times 10^3) (e_2) (\pi \cdot D_2 \cdot L_2) \quad \text{avec } e_1 = e_2$$

$$M_2 = 9 \text{ Kg}$$

15-7 Poids total de l'extracteur M

$$M = M_b + M_1 + M_0 + M' + M'' + M_2$$

$$M = 1053 \text{ Kg}$$

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

Tableau .IV-2 : Dimensionnement de l'extracteur

Alimentation de l'extracteur	Unit é de 100Kg/h	Unité de 1000Kg/h
Diamètre de la conduite	0,15 m	0,32 m
Longueur de la conduite	0,25 m	0,5 m
Diamètre de la vis	0,15 m	0,32 m
Pas de la vis	0,07 m	0,16 m
Diamètre de la tige de la vis	0,014 m	0,03 m
Extracteur		
Débit du solide	100 Kg/h	1000Kg/h
Diamètre de la tôle d'acier interne	0,30 m	0,65 m
Diamètre de la vis convoyeuse	0,29 m	0,643
Pas de la vis convoyeuse	0,15 m	0,325 m
Diamètre de la tige de la vis convoyeuse	0,028 m	0,062 m
Longueur de l'extracteur	9 m	20 m
Masse (Kg)	1053	6475

IV.3 – Pompe d'alimentation de l'eau de chaudière

IV.3.1 - *Notions théoriques sur les pompes utilisées*

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 déterminent la circulation d'un liquide dans un circuit [90].

IV.3.1.1 - Caractéristiques techniques des pompes utilisées

Pour les débits modérés ($< 50 \text{ m}^3/\text{hr}$) et les pressions moyennes de refoulement, (ce qui constitue notre cas) la pompe monoétagée centrifuge est la plus adéquate.

IV.3.1.2 - Cavitation

La cavitation est la vaporisation d'un fluide soumis à une pression inférieure à sa pression de vapeur. Ce phénomène se manifeste par la formation, au sein de l'écoulement, de bulles, poches, tourbillons ou torches de vapeur. Dans les pompes, ces structures de vapeur apparaissent dans des zones de faible pression à l'entrée des aubes de roue et sont transportées dans les zones à plus haute pression. Cette cavitation peut être à l'origine de bruit, de vibrations et de chutes de performance de la pompe [91].

A cet égard, on définit la $NPSH_{av}$ (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 , soit en hauteur de liquide :

$$NPSH_{av} = (P - P_v) . \rho \quad (IV.23)$$

avec : p : pression à l'entrée de la pompe.

P_v : pression de vapeur du liquide.

ρ : densité du liquide.

Le coût d'une station de pompage est directement fonction de la hauteur de charge nette à l'aspiration $NPSH_{req}$ de la pompe et $NPSH_{av}$ lié à l'installation; les conditions d'utilisation doivent être telles que le $NPSH_{av}$ soit supérieur au $NPSH_{req}$ choisi pour assurer à l'utilisateur un fonctionnement satisfaisant vis-à-vis de la cavitation qui représente une part importante du coût de la station de pompage [91].

IV.3.2 - Dimensionnement de la pompe

IV.3.2.1- Calcul de la pression d'aspiration P_a

Bac de stockage	1.033 bar
Hauteur du bac de stockage : 5m	+ 0.45 bar
Frictions	
Contraction	- 0.037 bar
Tuyauterie	- 0.037 bar
Vanne	- 0.014 bar

$$P_a = 19.65 \text{ psi} = 1.4 \text{ bar}$$

IV.3.2.2 - Calcul de la pression de refoulement P_r

Chaudière	2 bar
-----------	-------

Frictions	
-----------	--

Tuyauterie	+ 0.14 bar
------------	------------

Vanne (2)	+ 0.03 bar
-----------	------------

$P_r = 30.45 \text{ psi} = 2.17 \text{ bar}$

IV.3.2.3 - Calcul de la hauteur différentielle h_r

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

$$h = \frac{(P_r - P_a) \cdot (2.31)}{\rho} \quad (\text{IV.24})$$

Avec :

ρ : densité de l'eau , $\rho = 0.980 \text{ g/cm}^3$.

d'où :

$$h = 25.5 \text{ ft.}$$

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

$$h_r = h + 0.1h$$

$$\mathbf{h_r = 28 \text{ ft}}$$

IV.3.2.4 - Calcul du NPSHA

$$\text{NPSHA} = \frac{2.31(P_a - P_v)}{d} - h_f \quad (\text{IV.25})$$

Avec :

P_v : Tension de vapeur du liquide, $P_v = 3.55 \text{ psi}$,

h_f : Perte de charge due aux frictions en amont de la pompe $h_f = 2.83 \text{ ft}$.

d'où :

$$\mathbf{\text{NPSHA} = 27 \text{ ft}}$$

IV.3.2.5 - Calcul de la puissance hydraulique de la pompe HHp

$$\text{HHp} = \frac{1.2(Q).(h_r).(d)}{3960} \quad (\text{IV.26})$$

Avec :

Q : Débit de liquide [gpm], Q = 28 gpm.

D'où

$$\text{HHp} = 0.25 \text{ hp}$$

IV.3.2.6 - Calcul de la puissance du moteur électrique entraînant la pompe BHp

A partir de la courbe de performance de la pompe [92], nous obtenons suivant le débit utilisé, les dimensions suivantes :

- Diamètre (côté aspiration) : $d_a = 1 \text{ in}$,
- Diamètre (côté refoulement) : $d_r = 0.5 \text{ in}$,
- Diamètre du rotor : $d_i = 6 \text{ in}$.

Selon [86], l'efficacité de la pompe est $E = 0.45$.

De ce fait :

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

$$\text{BHp} = 5.610 \text{ hp}$$

Le calcul pour l'unité de 1000 kg/hr est:

Tableau.IV-3 : Dimensionnement des pompes d'alimentation

	Unité (100 kg/hr)	Unité (1000 kg/hr)
Pression d'aspiration (bar)	1,4	1,4
pression de refoulement (bar)	2,17	2,86
Hauteur différentielle (m)	8,54	9,25
NPSHA (m)	8,22	10,52
Puissance hydraulique (hp)	0,25	2,52
puissance du moteur (hp)	0,55	5,61

IV.4 - La chaudière

IV.4.1 - Notions théoriques

Le rôle d'une chaudière électrique est de transformer d'une façon convenable l'énergie en chaleur et de transmettre celle-ci à un fluide approprié.

En général, il s'agit d'eau qui sera soit surchauffée pour l'alimentation d'un réseau de chauffage (industriel ou urbain), soit vaporisée pour être portée à l'état de vapeur saturée ou surchauffée[93].

La chaudière électrique se caractérise par les avantages suivants :

- Fonctionnement ne donnant aucune nuisance,
- Utilisation presque intégrale de l'énergie électrique,
- Haute sécurité de fonctionnement,
- Mise en service rapide,
- Possibilités de réglage extrêmement souples,
- Faible encombrement,
- Marche sans surveillance,
- Possibilité de fonctionner à des période où la tarification de l'électricité est la plus avantageuse[93].

Notre choix s'est porté sur les chaudières à thermoplongeurs (figure 33), car ce type de chaudière est disponible sur le marché et présente une durée de vie relativement élevée. Dans ce type de chaudière, la chaleur est apportée soit par des résistances blindées directement immergées dans le liquide à chauffer, soit par des résistances bobinées sur des pièces isolantes en céramique insérées dans des doigts de gants immergés dans l'eau. On limite généralement la charge des thermoplongeurs à une puissance spécifique de 4 à 8 w/cm² selon qu'il s'agit de résistances insérées dans des doigts de gants ou de résistances blindées [93]. La puissance des appareils industriels varie de quelques dizaines de kilowatts à 8000 kilowatts au maximum. Une puissance de 750 KW, permet une production d'1 t/h environ [94].

IV.4.1.1 - Puissance de la chaudière

Avant de pouvoir définir les dimensions du matériel et d'examiner ses conditions de fonctionnement, il est nécessaire pour une allure déterminée de la chaudière d'effectuer les calculs préalable[95] .

- **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 [95] .

- **La puissance introduite :**

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

Le rendement comprend les diverses pertes éventuelles:

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

Dans des conditions d'utilisation normales, le rendement est en général supérieur à 99%.

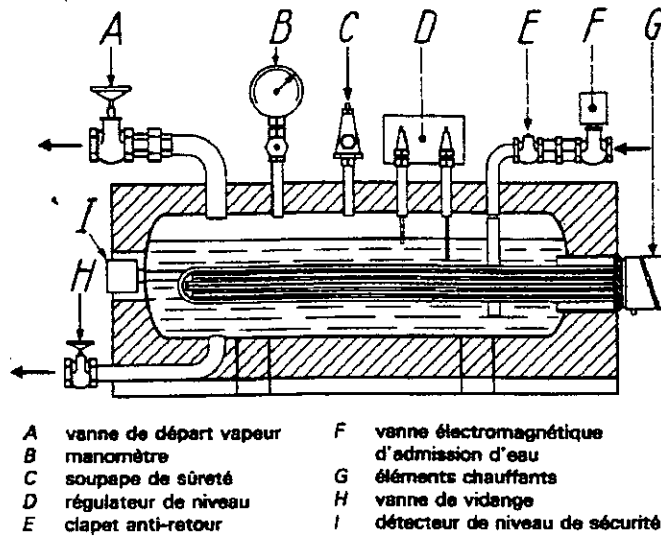


FIGURE 35 : Chaudière à thermoplongeurs

Tableau.IV-4 : Evaluation de la puissance utile de la chaudière

	Unités (100kg/hr)	Unité (1000kg/hr)
TEMPERATURE (°C)		
eau d'alimentation	20	20
Saturation	120	120
Sortie du surchauffeur	122	122
PRESSION (bar)		
Alimentation	2	2
Réservoir	2	2
Sortie du surchauffeur	2	2
DEBIT MASSIQUE (kg/hr)		
Alimentation	276,5	2590
Sortie du surchauffeur	276,5	2590
PUISSANCE CONTENUE (kcal/hr)		
Alimentation	-5,541E +3	-5,191E+4
Eau bouillante	-5,326E+4	-3,116E+5
Vapeur saturée	-1,79E+05	-1,674E+6
vapeur surchauffée	-1,789E+05	-1,676 E+6
PUISSANCE NECESSAIRE (kcal/hr)		
Echauffement de l'eau	2,76E+04	2,59E+06
Vaporisation	1,79E+05	1,67E+06
Surchauffe	133,3	1248
PUISSANCE UTILE (kcal/hr)	2,06E+05	1,93E+06
PUISSANCE INTRODUITE (kcal/hr)	2,09E+05	1,95E+06

IV.5- Le décanteur

IV.5.1 - Notions théoriques

Pour briser les émulsions primaires, on a le plus souvent recours à des décanteurs fonctionnant par simple effet de gravité, c'est un procédé très fréquemment utilisé en industrie par suite de sa simplicité et de son faible coût. Le calcul des décanteurs est basé sur le temps de séjour des gouttes qui doit être supérieur ou égal au temps de décantation des phases[87].

Pour un écoulement laminaire, la vitesse limite de déplacement des particules est donnée par la loi de stokes[96] :

$$v_t = \frac{2.0615 \times 10^{-5} \cdot d_p^2 \cdot (\rho_2 - \rho_1)}{12\mu} \quad (\text{IV.28})$$

avec :

d_p le diamètre moyen des gouttelettes [μ],

ρ_2 la masse volumique de la phase lourde [lb/cu.ft],

ρ_1 la masse volumique de la phase légère [lb/cu.ft],

μ la viscosité de la phase continue. [cP],

v_t la Vitesse limite [ft/mn].

La décantation peut être établie dans des séparateurs horizontaux ou verticaux , toutefois fois les décanteurs horizontaux sont les plus utilisés, dans le cas d'une faible viscosité et d'une grande différence de densité entre les phases, car il offrent une plus grande aire interfaciale, ce qui permet un meilleur échange [87].

IV.5.2 - Dimensionnement du décanteur

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 μ , , 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 μ .

IV.5.2.1 - Données de base

- Temps de séjour: $T_s = 3 \text{ hr}$
- Débit de la phase organique : $W_1 = 10.27 \text{ kg / hr.}$
- Débit de la phase aqueuse : $W_2 = 98 \text{ kg / hr.}$
- Densité de la phase organique : $\rho_1 = 0.588 \text{ g/cm}^3$
- Densité de la phase aqueuse : $\rho_2 = 0.755 \text{ g/cm}^3$
- 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 35)

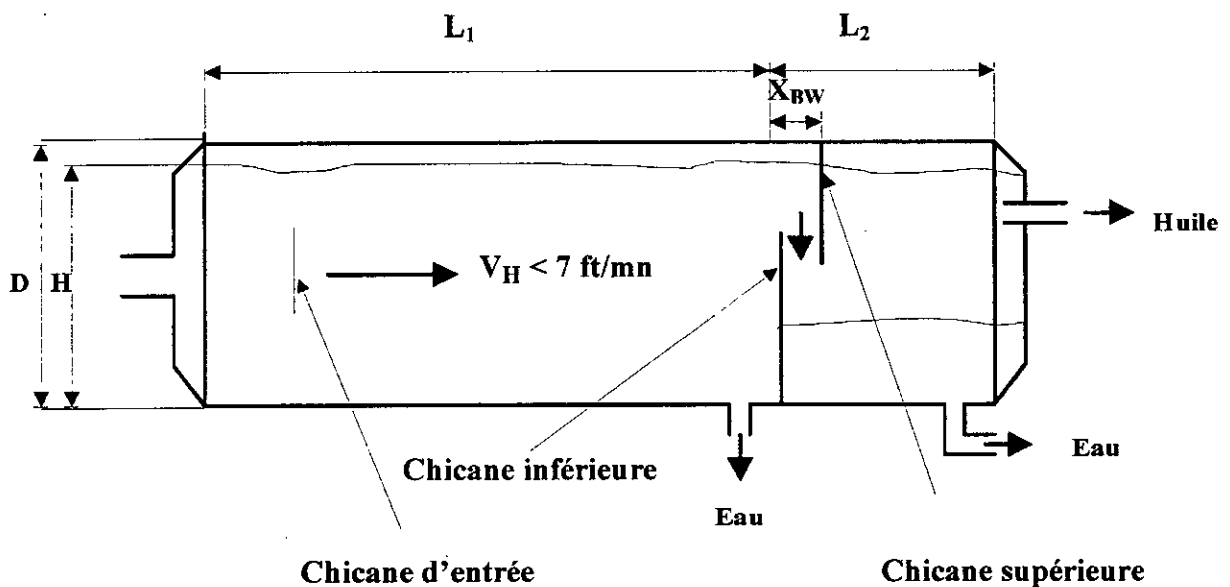


FIGURE 36: Décanteur huile-eau

Pour un décanteur horizontal nous avons les spécifications suivantes :

$$\left| \begin{array}{l} 3 \leq \frac{L_1}{D} \leq 5 \\ 1 \leq \frac{L_2}{D} \\ H = 0.9D \end{array} \right.$$

IV.5.2.2 - Etapes de calcul

1 - Détermination des facteurs de forme F_{1_1} et F_{2_1} pour la 1^{ère} section

A partir des données bibliographiques [97] nous obtenons:

$$\frac{H_{1_1}}{H_{2_1}} = 0.055$$

Avec H_{1_1} : hauteur de la phase organique dans la première section,
 H_{2_1} : hauteur de la phase aqueuse dans la première section.

D'où $\frac{H_{1_1}}{D} = 0.04$ pour la phase organique,
 $\frac{H_{2_1}}{D} = 0.26$ pour la phase aqueuse.

En utilisant les données bibliographiques [97] nous obtenons :

$F_{1_1} = 0.29$ pour la phase organique
 $F_{2_1} = 0.28$ pour la phase aqueuse

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

$$\frac{H_{12}}{D} = 0.13 \quad \text{pour la phase organique}$$

$$\frac{H_{22}}{D} = 0.17 \quad \text{pour la phase aqueuse}$$

avec : H_{12} : hauteur de la phase organique dans la seconde section.

H_{22} : hauteur de la phase aqueuse.

D'où :

$$F_{12} = 0.35 \quad \text{pour la phase organique.}$$

$$F_{22} = 0.25 \quad \text{pour la phase aqueuse. (voir étape précédente)}$$

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

Nous avons, pour chacune des sections :

$$\left\{ \begin{array}{l} L_1 \cdot D \cdot (F_{11} H_{11} + F_{21} H_{21}) = \left(\frac{W_1}{\rho_1} + \frac{W_2}{\rho_2} \right) \cdot T_{r1} \\ L_2 \cdot D \cdot (F_{12} H_{12} + F_{22} H_{22}) = \left(\frac{W_1}{\rho_1} + \frac{0.2W_2}{\rho_2} \right) \cdot T_{r2} \end{array} \right. \quad (\text{IV.29})$$

avec : T_{r1} : Temps de résidence du liquide dans la première section.

T_{r2} : Temps de résidence du liquide dans la seconde section.

Soit :

$$\left\{ \begin{array}{l} L_1 \cdot D^2 \cdot \left(F_{11} \frac{H_{11}}{D} + F_{21} \frac{H_{21}}{D} \right) = \left(\frac{W_1}{\rho_1} + \frac{W_2}{\rho_2} \right) \cdot T_{r1} \\ L_2 \cdot D^2 \cdot \left(F_{12} \frac{H_{12}}{D} + F_{22} \frac{H_{22}}{D} \right) = \left(\frac{W_1}{\rho_1} + \frac{0.2W_2}{\rho_2} \right) \cdot T_{r2} \end{array} \right.$$

A.N :

$$\left\{ \begin{array}{l} 0.52 \cdot L_1 \cdot D^2 = T_{r1} \\ 1.26 \cdot L_2 \cdot D^2 = T_{r2} \end{array} \right.$$

De ce fait $(0.52 \cdot L_1 + 1.26 L_2) \cdot D^2 = (T_{r1} + T_{r2}) = 3 \text{ hr.}$

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

$$\begin{cases} (0.52L_1 + 1.26L_2)D^2 = 3 \\ \frac{L_1}{D} = 3 \\ \frac{L_2}{D} = 1 \end{cases} \quad (\text{IV.30})$$

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

$$D = 0.45 \text{ m}$$

$$L = 1.80 \text{ m}$$

4 - Calcul de la surface minimale de la première section horizontale du décanteur

$A_{1\min}$

La vitesse maximale d'écoulement de l'eau est fixée, selon [97], à $v_{\max} = 0.16$ m / mn.

$$A_{1\min} = \frac{W_2}{v_{\max} \cdot \rho_2} \left(\frac{35.31}{60} \right) \quad (\text{IV.31})$$

$$A_{1\min} = 0.14 \text{ sq.ft} = 0.013 \text{ m}^2$$

$$D.L_1 = 0.6 \text{ m}^2 > A_{1\min}$$

5 - Calcul de la surface minimale de la seconde section du décanteur $A_{2\min}$

La vitesse maximale d'écoulement du mélange eau-huile dans la seconde section, selon [97] est fixée à 0.1 ft / mn.

$$A_{2\min} = \left(\frac{W_1}{\rho_1} + \frac{0.2W_2}{\rho_2} \right) \left(\frac{1}{v_{\max}} \right) \left(\frac{35.31}{60} \right) \quad (\text{IV.32})$$

$$A_{2\min} = 0.25 \text{ sq.ft} = 0.023 \text{ m}^2$$

$$D.L_2 = 0.2 \text{ m}^2 > A_{2\min}$$

6 - Calcul de la vitesse terminale de chute libre des gouttelettes de 150 μ de diamètre v_{T1}

Pour : $d_p = 150 \mu$.

$$\rho_1 = 35.78 \text{ lb / cu ft}$$

$$\rho_2 = 62.25 \text{ lb / cu ft}$$

$$\mu = 0.89 \text{ cP (pour la phase organique).}$$

Nous obtenons à partir de l'équation IV.28 :

$$v_{T1} = 1.15 \text{ ft/mn}$$

7 - Calcul de la vitesse terminale de chute libre des gouttelettes de 50 μ de diamètre v_{T2}

Pour $d_p = 50\mu$ nous obtenons :

$$v_{T2} = 0.127 \text{ ft / mn. (voir étape précédente).}$$

8 - Détermination des vitesses horizontales de la phase organique v_{H1} et aqueuse v_{H2} pour la première et la seconde section

La vitesse horizontale de l'huile est donnée par l'expression suivante :

$$v_{H1i} = \frac{W_1}{\rho_1 \cdot F_{1i} \cdot D \cdot H_{1i}} \quad (\text{IV.33})$$

Celle relative à l'eau est donnée par :

$$v_{H2i} = \frac{W_2}{\rho_2 \cdot F_{2i} \cdot D \cdot H_{2i}} \quad (\text{IV.34})$$

avec : $i = 1$, pour la première section.

$i = 2$, pour la seconde section.

A partir des équations précédentes, nous obtenons :

Pour la première section ;

$$v_{H11} = 0.007 \text{ ft/s et } v_{H21} = 0.006 \text{ ft/s,}$$

Pour la seconde section :

$$v_{H12} = 0.002 \text{ ft/s} \text{ et } v_{H22} = 0.01 \text{ ft/s.}$$

Puisque :

$$\begin{array}{l} v_{H11} < 15v_{T1} \text{ et } v_{H21} < 15 v_{T1} \\ v_{H12} < 15v_{T2} \text{ et } v_{H22} < 15v_{T2} \end{array} \left| \begin{array}{l} \text{Le dimensionnement est correct} \end{array} \right.$$

9 - Calcul de la hauteur de la chicane inférieur H_{B1} et supérieur H_{B2}

selon [97] :

$$H_{B1} = 0.85D \text{ d'où } H_{B1} = 0.38 \text{ m}$$

$$H_{B2} = H_{B1} - 0.1D, H_{B2} = 0.33 \text{ m.}$$

10 - Calcul de l'espacement minimal entre les deux chicanes X_{BW}

Selon [97] :

$$X_{BW} = \frac{1.38 \times 10^{-4}}{D} \times \left(\frac{W_1}{\rho_1} + \frac{W_2}{\rho_2} \right) \quad (\text{IV.35})$$

$$X_{BW} = 0.02 \text{ mm.}$$

On choisit un espacement entre chicanes de 5 cm (le plus courant).

11 - Calcul des épaisseurs selon le code ASME -Section VIII-div1

L'épaisseur de la virole cylindrique e est :

$$e = 4.63 \text{ mm} \quad (\text{voir équation IV-12})$$

L'épaisseur du fond plat, selon [87], est donnée par l'expression :

$$e' = \frac{0.885PD}{SE - 0.1P} + \frac{1}{6} \quad (\text{IV.36})$$

$$\text{D'où : } e' = 4.92 \text{ mm} \approx 5 \text{ mm.}$$

Avec : $E = 0.85,$

$$S = 20010 \text{ psi.}$$

12 - Calcul du poids du décanteur M

La densité de l'acier inoxydable utilisé est $\rho = 7.9 \text{ g / cm}^3.$

Ainsi :

$$M = \rho.e.(\pi.D L + 2(0.842D^2)) \quad (\text{IV.37})$$

$$M = 105.5 \text{ kg.}$$

Tableau. IV-5 : Dimensionnement du décanteur

	pentane(1000 kg/hr)	pentane(100 kg/hr)	hexane(100 kg/hr)
D (m)	0,97	0,45	0,45
L (m)	3,76	1,80	1,80
HB1 (m)	0,82	0,38	0,38
HB2 (m)	0,72	0,33	0,33
e (mm)	5.07	4.63	4.63
é (mm)	5.71	4.92	4.92
M (kg)	515	105.5	105.5

IV . 6 - Colonne de séparation pentane – huile essentielle

IV.6.1 - Notions théoriques

Les colonnes à garnissage sont quelquefois employées dans l'industrie, concurremment avec les colonnes à plateaux, pour séparer les constituants d'un mélange par absorption, par distillation ou par extraction liquide-liquide [87].

Tandis qu'une colonne à plateaux constitue un ensemble d'étages de contact distincts entre lesquels les deux phases circulent séparément [98], une colonne à garnissage réalise un contre courant à contact continu : les phases 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 [87].

Par rapport aux colonnes à plateaux, les colonnes à garnissage présentent un certain nombre d'avantages :

- prix moins élevé par unité de volume,
- faible perte de charge, ce qui est particulièrement intéressant lorsqu'on distille sous vide,
- rétention peu importante[87].

Les garnissages les plus courants dans l'industrie sont les anneaux Raschig. En général on utilise des anneaux en céramique ou en porcelaine, bon marché et de plus résistants à la corrosion. Chaque section de garnissage est supportée par une grille qui ne doit pas introduire une résistance à l'écoulement des fluides supérieure à celle du remplissage. De plus, chaque lit de garnissage est supporté par un système de grille distributrice, de façon à éviter tout entraînement par le gaz [87].

IV.6.2- *Hydrodynamique des colonnes garnies*

La caractéristique de la perte de pression d'un garnissage qui a été mouillé puis égoutté diffère légèrement de celle d'un garnissage sec : c'est une conséquence de la rétention capillaire, certains pores étant obstrués par des ménisques liquides.

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 et de la rétention opératoire 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 celles qui correspondent à la transition précédente constitue la **zone de charge**; grâce à la turbulence en surface du film, cette zone est particulièrement propice aux échanges entre phases [99].

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 et de la rétention opératoire.

Il est prudent d'adopter une vitesse massique de service G au maximum égale à 60 ou 70 % de la valeur de l'engorgement [100].

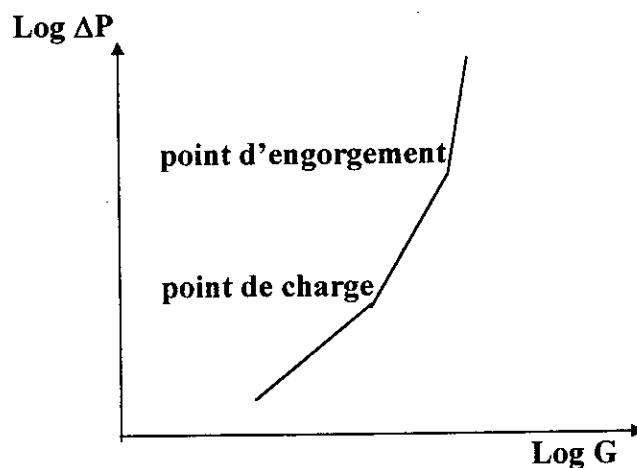


FIGURE 37: Evolution de la perte de charge en fonction des débits gazeux pour un débit Log G liquide constant dans une colonne à garnissage

IV.6.2.1 - Dimensionnement de la colonne

IV.6.2.1.1 - Données de base

Pour un nombre d'étages théoriques de 3, par le biais de la simulation, nous obtenons :

Tableau.IV-6 : Les résultats de la simulation

	Sommet de colonne	Fond de colonne
Débit vapeur (lb/hr)	54.85	56.50
Débit liquide (lb/hr)	32.86	48.75
Densité vapeur (lb/cu.ft)	0.2	0.22
Densité liquide (lb/cu.ft)	43.37	43.57

IV.6.2.1. 2 - Etapes de calcul

1 - Détermination du diamètre de la colonne D

Pour une distillation atmosphérique, la perte de charge se situe entre 0.5 et 1 inch d'eau par foot. En choisissant une perte de charge minimale de 0.5 inche, et en utilisant la figure 37, nous obtenons :

$$R = \frac{(G^2) \cdot (F) \cdot (\mu_L^{0.1})}{(A^2) \cdot (\rho_G) \cdot (\rho_L - \rho_G) \cdot (g)}$$

$$R = 0.032 \quad (IV.38)$$

Avec : $\frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)}} = 0.04$

F : Coefficient spécifique au garnissage utilisé pour les anneaux Raschig

$$F = 1000 \text{ (tableau 9-23A [83])},$$

μ : Viscosité moyenne du liquide entre le sommet et le fond de colonne $\mu = 0.171 \text{ cP}$,

G : Débit massique vapeur en sommet de colonne [lb/s],

L : Débit massique liquide en bas de colonne. [lb/s],

ρ_G, ρ_L : Densité moyenne de la vapeur et du liquide respectivement entre le sommet et le fond de colonne [lb / cu.ft],

g : Accélération de pesanteur, $g = 32.2 \text{ ft/s}^2$,

A : Section de colonne [sq.ft].

A partir de l'équation (IV.38) nous obtenons :

$$A = 0.89 \text{ sq.ft}$$

$$\text{d'où : } D = \sqrt{\frac{4 \cdot A}{\pi}}$$

$$D = 1 \text{ ft} = 30.76 \text{ cm} \approx 31 \text{ cm.}$$

2 - Détermination du point de l'engorgement R_E

Pour des anneaux Rashig empilés en vrac, nous lisons sur la figure 35, le point de l'engorgement : $R_E = 0.125$

La vitesse représente $\frac{R}{R_E} \times 100 = 30 \%$ de la vitesse de l'engorgement (inférieure à 60 %).

3 - Détermination du point de charge R_C

A partir de la figure 35, nous lisons le point de charge : $R_C = 0.065$.

La vitesse représente $\frac{R_C}{R} \times 100 = 61.54 \%$ de la vitesse de charge (supérieure à 50%).

4 - Calcul de la hauteur du garnissage Z et de la colonne L

L'expression donnant la HEPT (Hauteur Equivalente à un Plateau Théorique) selon Murch [77] est la suivante :

$$HEPT = \sqrt{\frac{d\mu}{L}} = K_1 \cdot G^{K_2} \cdot D^{K_3} \cdot Z^{1/3} \cdot (\alpha_{lh} \cdot \mu_L / \rho_L) \quad (IV.39)$$

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 [87];

$$K_1 = 2.10, K_2 = -0.37, K_3 = 1.24,$$

G' : Vitesse massique de la vapeur [lb / hr. sq.ft], $G' = G/A = 749.18$ lb/hr.sq.ft,

D : Diamètre de la colonne [in], $D = 11.59$ in,

Z : Hauteur du garnissage [ft],

α_{lh} : Volatilité relative de la clef légère par rapport à la clef lourde $\alpha_{lh} = 21.18$,

$\mu_L = 0.171$ cP,

$\rho_L = 0.558$ g/cm³.

Nous supposons $Z = 15$ ft, en remplaçant dans l'équation (III.36), nous obtenons

$$HEPT = 5.27 \text{ ft}$$

La hauteur du garnissage nécessaire est Z (calculé) = (N).(HEPT)

$$Z \text{ (calculé)} = 14 \text{ ft}$$

Puisque Z (calculé) est inférieur à Z (supposé), donc le dimensionnement est correct, de ce fait :

$$HEPT = 5.27 \text{ ft}$$

$$Z \approx 14 \text{ Ft} = 4.26 \text{ m.}$$

Pour une hauteur supplémentaire de 2 ft (hauteur nécessaire aux distributeurs), la hauteur totale de la colonne :

$$L = 14 + 2$$

$$L = 16 \text{ ft}$$

5 - Calcul de la perte de charge dans la colonne ΔP_t

• **La perte de charge dans le lit** : $\Delta P_{\text{lit}} = 0.5.Z = 6 \text{ in d'eau}$.

• **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, nous avons :

$$\Delta P_d = (\Delta P_n) \cdot n = 0.4 \text{ in d'eau}$$

Avec :

n : nombre de distributeurs, ou de supports.

ΔP_n : perte de charge par distributeur, égale à 0.4 selon la figure 9-21 [87].

La perte de charge totale dans la colonne :

$$\Delta P_t = \Delta P_{\text{lit}} + \Delta P_d$$

$$\Delta P_t = 6.4 \text{ in d'eau}$$

6 - Détermination de la rétention du liquide h et de la charge maximale exercée sur le support M_{max}

6.1 - Pour l'eau

Selon Leva, la rétention de l'eau dans une colonne garnie est donnée par :

$$h_w = 0.0004 \left(\frac{L'}{dp} \right)^{0.6} \quad (\text{IV.40})$$

Avec :

dp : Diamètre équivalent du garnissage utilisé, pour des anneaux Rashig en céramique de diamètre nominal 3/8 in, $dp = 0.35 \text{ in}$ (obtenu à partir du tableau 9-1[83]).

$$L' = \frac{L}{A} = 36.74 \text{ lb/hr.sq.ft}$$

$$h_w = 0.007 \text{ cu.ft (d'eau)/cu.ft (de colonne)}$$

6. 2 - Pour le liquide dans la colonne

A partir de la figure 9-28B [83], nous obtenons pour la tension superficielle, un facteur correctif de 0.35 (avec $\sigma = 26 \text{ dynes/cm}$).

A partir de la figure 9-28C [83], nous obtenons pour la densité, un facteur correctif de 1.5.

A partir de la figure 9-28D [83], nous obtenons pour la viscosité, un facteur correctif de 0.9.

De ce fait la rétention du liquide est :

$$h = h_w \cdot (1.5) \cdot (0.35) \cdot (0.9)$$

$$h = 0.3 \cdot 10^{-2} \text{ cu.ft / cu.ft.}$$

6. 3 - Charge maximale au point de l'engorgement

Selon le tableau 9-1 [83], 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 :

$$M_L = (\rho_L) \cdot (A) \cdot (L) \cdot (0.67) \quad (\text{IV.41})$$

avec : $\rho_L = 43.37 \text{ lb / cu.ft.}$

$A = 0.894 \text{ sq.ft.}$

$L = 14 \text{ ft.}$

d'où : $M_L = 363.68 \text{ lb} = 132.39 \text{ kg.}$

La masse de garnissage sec est de M_{sec} est donnée par :

$$M_{\text{sec}} = (\rho_s) \cdot (A) \cdot (L)$$

avec : ρ_s ; Masse volumique du garnissage utilisé, $\rho_s = 61 \text{ lb / cu.ft.}$

$$M_{\text{sec}} = 763.48 \text{ lb} = 345.85 \text{ Kg}$$

La charge maximale est de 478 Kg.

IV.7.2.2- Calcul des épaisseurs selon le code ASME-SECTION VII div-1

- Virole cylindrique : $e = 4.35$ mm
- Fonds plats : $\hat{e} = 4.35$ mm.

IV.7.2.3- Calcul du poids du ballon M

$$M = 9.45 \text{ Kg}$$

Tableau. IV-8: Dimensionnement du ballon de reflux de la colonne

	Pentane (100 Kg/h)	Hexane (100 Kg/h)	Pentane (1000 Kg/h)
V (m ³)	3.72×10^{-3}	3.72×10^{-3}	21×10^{-3}
D (m)	0.12	0.12	0.21
L (m)	0.36	0.36	0.63
M (Kg)	9.45	9.45	16.50

IV.8 - Les échangeurs de chaleur

IV.8.1 - *Notions théoriques*

Dans l'industrie, l'échangeur de chaleur est un élément essentiel de toute politique de maîtrise de l'énergie. 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 procédés de récupération de l'énergie thermique de ces procédés [101].

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 le calcul la surface d'échange nécessaire au transfert de puissance sur les fluides considérés [83].

IV.8.1.1 - Les échangeurs 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 [101].

Tous 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.). Les échangeurs à boîte tubulaire fixe sont caractérisés par une différence de température inférieure à 100°C entre les deux fluides, la longueur minimale de ces échangeurs est de 8 feet (2.43 m) [80 , 83].

IV.8.1.2 - Les 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 [102].

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 a lieu à l'intérieur ou à l'extérieur des tubes, ou que la vapeur à condenser soit simple ou complexe [103].

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 créer des difficultés d'encrassement, d'où la nécessité de pouvoir démonter le faisceau pour un nettoyage mécanique [83].

IV.8.1.3 - Les évaporateurs

L'évaporateur est l'appareil, ou l'ensemble d'appareils, destiné à réaliser l'évaporation, c'est-à-dire le passage de tout ou 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[81].

IV.8.1.3.1 - Evaporation à l'intérieur 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 doté d'une tuyauterie extérieure de recyclage de solution pour fonctionner en **thermosiphon** doté d'une liaison entre le séparateur de vapeur et le faisceau tubulaire permettant un recyclage de la solution [81].

IV.8.1.3.2 - Evaporation à l'extérieur des tubes

Les évaporateurs les plus répandus sont horizontaux de type Kettle ou K dans la dénomination TEMA. 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. Ils assurent, en plus de la vaporisation, la séparation des deux phases liquide et vapeur.

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.

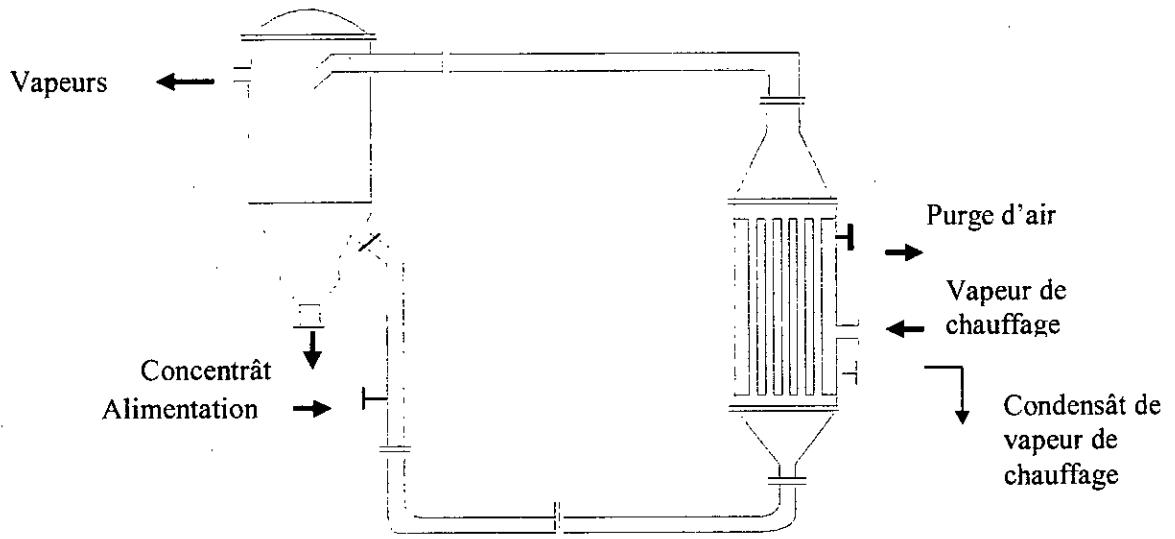


FIGURE 38 : Evaporateur à tubes verticaux longs

La perte de charge dans ces rebouilleurs 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 [101 , 102].

IV.9- Dimensionnement du condenseur de tête de l'extracteur (C-1)

IV.9.1- Données de base

- Quantité de chaleur échangée $Q = 61232.06 \text{ Kcal/h}$,
- Quantité de chaleur nécessaire à la surchauffe de la vapeur $Q_V = 12.7 \text{ Kcal/h}$,
- Quantité de chaleur nécessaire à la condensation $Q_C = 51942.23 \text{ Kcal/h}$,
- Quantité de chaleur nécessaire au refroidissement du condensât $Q_L = 9276.85 \text{ Kcal/h}$.

● Côté calandre

- Nature du fluide : eau de refroidissement,
- Température d'entrée : $t_e = 20^\circ\text{C}$,
- Chaleur spécifique : $C_{p_{\text{eau}}} = 1.149 \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C}$,
- Débit massique : $W_{\text{eau}} = 20998.27 \text{ Kg/h}$.

● Côté tube

- Nature du fluide : vapeur de tête,
- Température d'entrée : $T_1 = 120\text{ °C}$,
- Température de sortie : $T_2 = 25\text{ °C}$,
- Débit massique de la phase organique $W_1 = 0.28\text{ Kg/h}$,
- Débit massique de la phase aqueuse $W_2 = 204.9\text{ Kg/h}$.

● Caractéristique du condenseur

- Diamètre interne des tubes $d_{in} = 1.25\text{ cm}$,
- Diamètre externe des tubes $d_{ex} = 1.71\text{ cm}$,
- Pas de tube $p = 1\text{ in} = 2.54\text{ cm}$ (à partir du tableau V.1.4 [87]),
- Nombre de passe côté tube $N_p = 2$,
- Longueur du tube $L = 4\text{ ft} = 1.22\text{ m}$,
- Espacement entre chicanes $B = 3\text{ in} = 7.62\text{ cm}$.

IV.9.2- Etapes de calcul

IV.9.2.1 Estimation de la température de sortie de l'eau de refroidissement t_s

$$t_s = t_e + \frac{Q}{Cp_{eau} W_{eau}}$$

$$t = 45.4\text{ °C}$$

IV.9.2.1- 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 120 °C à 119.7 °C : zone de surchauffe des vapeurs de tête,
- 2- de 119.7 °C à 119.4 °C : zone de condensation mixte : hydrocarbure + eau,
- 3- de 119.4 °C à 25 °C : zone de refroidissement du condensât total.

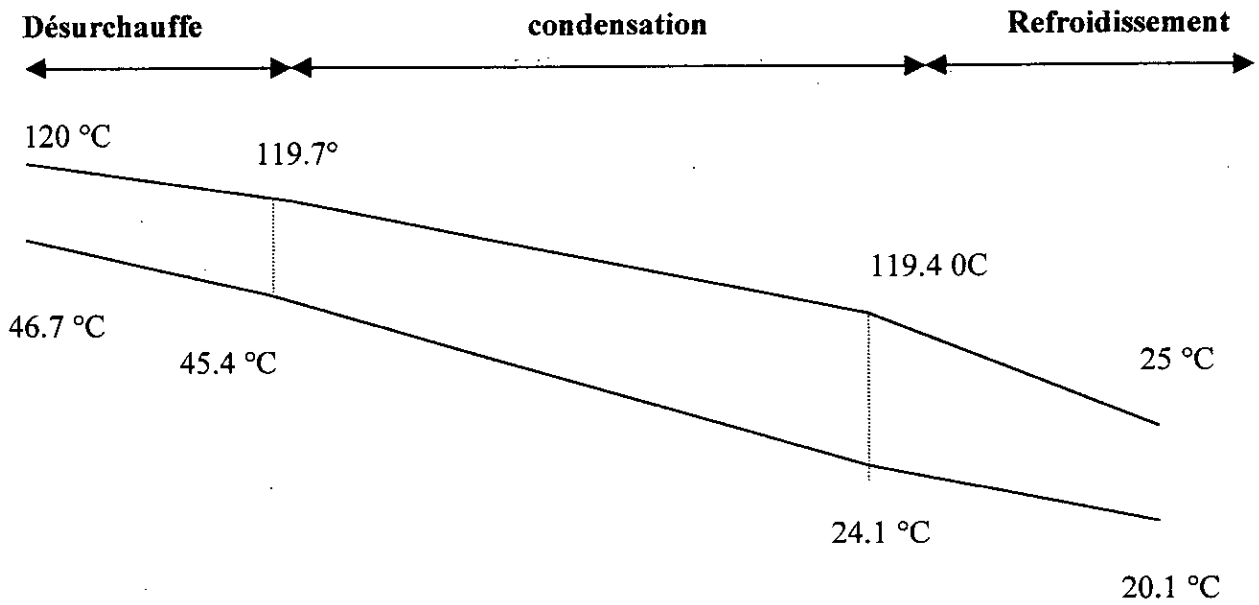


FIGURE 39 : Profil de température dans le condenseur (C-1)

a- Zone de désurchauffe

La température t de l'eau de refroidissement au point des vapeurs (119.7 °C)

$$t = t_s + \frac{Q_v}{C_{p_e} W_e}, \quad t = 45.93 \text{ °C}$$

L'expression qui donne la DTLM est :

$$DTLM = \frac{\Delta t_1 - \Delta t_2}{Ln \frac{\Delta t_1}{\Delta t_2}} \quad (IV.43)$$

Avec : $\Delta t_1 = T_1 - t_1$ et $\Delta t_2 = T_2 - t_2$

D'où $DTLM_1 = 73.79 \text{ °C}$

A partir des figures 10-30A [104], nous obtenons un facteur correctif θ , ce facteur est

fonction des paramètres β et ν , avec $\beta = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$ et $\nu = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$

d'où $\theta = 1$ et $DTLM_1(\text{corrigé}) = 73.79 \text{ °C}$

b- Zone de condensation

$DTLM_2(\text{corrigé}) = 84.36 \text{ °C}$

c- Zone de refroidissement des condensâts

La température t_c de l'eau de refroidissement au point de bulle du mélange eau + huile essentielle (119.4 °C) est : $t = t_c + \frac{Q_L}{Cp_e D_c}$, $t = 23.84$ °C

$$DTLM_3 (\text{corrigé}) = 30.63 \text{ °C}$$

IV.9.2.2- Détermination de la surface installée A_0 et du nombre de tubes Nt

A partir du tableau 10-14 [81] nous avons :

- Pour la section de désurchauffage des vapeurs $U_1 = 585 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}$,
- Pour la section de condensation $U_2 = 488 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}$,
- Pour la section de refroidissement des condensâts $U_3 = 732 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}$.

$$A_0 = \frac{Q_v}{U_1 DTLM_1} + \frac{Q_c}{U_2 DTLM_2} + \frac{Q_L}{U_3 DTLM_3} \quad (\text{IV.44})$$

$$A_0 = 1.39 \text{ m}^2$$

$$Nt = \frac{A}{\pi d_{ex} L} \quad (\text{IV.45})$$

$$Nt = 34 \text{ tubes}$$

IV.9.2.3- Diamètre de la calandre D_{ca}

A partir du tableau 10-8 [104], nous obtenons pour un diamètre de $D_{ca} = 20.32 \text{ cm}$ correspondant à un nombre de tubes de 33, la nouvelle longueur des tubes est alors $L = 1.2 \text{ m}$.

IV.9.2.4- Calcul du coefficient de film h_v pour le désurchauffage des vapeurs

Les propriétés physiques des vapeurs sont évaluées à la température moyenne

$$T_m = \frac{120 + 119.7}{2} = 119.85 \text{ °C}$$

$$\mu_v = 1.293 \times 10^{-2} \text{ cP,}$$

$$Cp_v = 4.585 \times 10^{-1} \text{ Kcal/Kg. °C,}$$

$$\lambda_v = 2.313 \times 10^{-2} \text{ Kcal/h.m,}$$

$$\rho_v = 7.9 \times 10^{-1} \text{ Kg/h.}$$

$$Re = \frac{d_m \cdot (W)}{(3.6\mu) \cdot a_t} \quad (\text{IV.46})$$

$$\text{avec } a_t = \frac{Nt}{Np} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (d_m)^2, \quad (\text{IV.47})$$

$$a_t = 0.29 \times 10^{-2} \text{ m}^2,$$

$$W = W_1 + W_2,$$

$$\mu = \mu_v,$$

$$\text{d'où } Re = 22800$$

En utilisant la corrélation de Kern [104] :

$$h_v = J_H \cdot \frac{\lambda}{d_m} \left(\frac{Cp \cdot (3.6 \cdot \mu)}{\lambda} \right)^{1/3} \quad (\text{IV.48})$$

$$\text{avec } Cp = Cp_v,$$

$$\lambda + \lambda_v,$$

$$\mu = \mu_v.$$

$$J_H = 85 \text{ (obtenu à partir de la figure 10-38 [100]).}$$

$$h_v = 104.73 \text{ Kcal/h.m}^2$$

IV.9.2.5-Calcul du coefficient de film pour la condensation de l'huile essentielle hc_1

Les propriétés physiques de l'huile essentielle sont évaluées à la température moyenne :

$$T_m = \frac{119.7 + 119.4}{2} = 119.5^\circ\text{C}$$

$$\mu_{L1} = 5.150 \times 10^{-1} \text{ Cp},$$

$$Cp_{L1} = 5.869 \times 10^{-1} \text{ Kcal/Kg } ^\circ\text{C},$$

$$\lambda_{L1} = 0.0104 \text{ Kcal/h.m},$$

$$\rho_{L1} = 694.3 \text{ Kg/m}^3.$$

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 :

$$W'_1 = \frac{W}{0.5 \cdot L' \cdot Nt} \quad (\text{IV.49})$$

$$\text{avec } L' = 0.85 L,$$

$$W = W_1,$$

$$\text{D'où } W'_1 = 16.1510^{-3} \text{ Kg/h.m.}$$

En utilisant la corrélation de Colburn [104] :

$$h_{C1} = \left[\frac{(\lambda_{L1})^3 \cdot (\rho_{L1})^2 \cdot g}{(3.6\mu_{L1}) \cdot W'_1} \right]^{1/3} \quad (\text{IV.50})$$

$$h_{C1} = 55.81 \text{ Kcal/h.h}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

IV.9.2.6- Calcul du coefficient de film global pour la condensation h_C

Le coefficient de film h_C pour un mélange liquide immiscible est donné par [103] :

$$h_C = h_{c1} \left[1 + \frac{W_2}{W_1 + W_2} \right] \quad (\text{IV.51})$$

avec h : du mélange immiscible,

h_{c1} : coefficient du film de la phase organique.

D'où $h_C = 111.54 \text{ Kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

IV.9.2.7- Calcul du coefficient de film pour la vapeur résiduelle h_{v2} dans la zone de condensation

Les propriétés physiques de la vapeur sont évaluées à la température moyenne 119.4°C

$$\mu_v = 4.286 \times 10^{-3} \text{ cP},$$

$$C_{p_v} = 0.458 \times 10^{-1} \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C},$$

$$\lambda_v = 2.199 \times 10^{-2} \text{ kcal/h.m},$$

$$\rho_v = 7.9 \times 10^{-1} \text{ kg/m}^3.$$

Le débit moyen de vapeur entre l'entrée et la sortie est :

$$W_{\text{moy}} = \frac{(W_1 + W_2) + 0}{2} = \frac{W_1 + W_2}{2}$$

$$Re_v = \frac{(W_{\text{moy}}) \cdot (d_m)}{(3.6 \cdot \mu_v) \cdot a_t}, \quad Re_v = 28659.$$

$$h_{v2} = 20.35 \text{ kcal/h. m}^2 \cdot ^\circ\text{C}. \quad (\text{voir équation IV.48}).$$

avec $J_H = 100$ (obtenu à partir de la figure 10-38 [104]).

IV.9.2.8 - Calcul de coefficient de film pour le refroidissement du condensât huile essentielle h_{L1}

On suppose 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 :

$$T_m = \frac{119.4 + 25}{2} = 72.2^\circ\text{C}$$

$$\mu_{L1} = 6.170 \times 10^{-1} \text{ cP},$$

$$C_{pL1} = 0.553 \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C},$$

$$\lambda_{L1} = 0.112 \text{ kcal/h.m},$$

$$\rho_{L1} = 712.69 \text{ Kg/m}^3.$$

$$h_{L1} = 2190 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}. \quad (\text{voir \u00e9quation IV.48})$$

avec $J_H = 110$ (obtenu \u00e0 partir de la figure 10-38 [104]).

IV.9.2.9- Calcul de coefficient de film global pour le refroidissement du condens\u00e2t h_L

$$h_L = 4376.55 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \quad (\text{voir \u00e9quation IV.51})$$

IV.9.2.10 - Calcul du diam\u00eatre \u00e9quivalent d_{eq} et de la section de la calandre a_{ca}

En choisissant une aire de passage \u00e9gale \u00e0 25 % de l'aire totale et un espacement entre chicanes de 3 in (7.62 cm), le diam\u00eatre \u00e9quivalent de la calandre est donn\u00e9 par :

$$d_{eq} = \frac{4(p^2 - \pi \cdot d_{ex}^2 / 4)}{\pi d_{ex}} \quad (\text{IV.52})$$

$$d_{eq} = 4.37 \text{ cm}$$

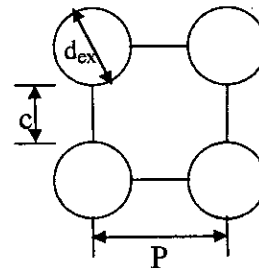
$$a_{ca} = \frac{(D_{ca}) \cdot (c) \cdot (B)}{P} \quad (\text{IV.53})$$

avec c distance minimale de passage.

$$c = P - d_{ex} = 0.83 \text{ cm}$$

$$B = 3 \text{ in} > \frac{D_{ca}}{5}$$

$$a_{ca} = 1.08 \times 10^{-2} \text{ m}^2$$



IV.9.2.11 - Calcul du coefficient de film cot\u00e9 calandre h_{ca}

Les propri\u00e9t\u00e9s physiques de l'eau sont \u00e9valu\u00e9es \u00e0 la temp\u00e9rature moyenne

$$T_m = \frac{46.7 + 20}{2} = 33.35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\mu_{eau} = 5.541 \times 10^{-1} \text{ cP},$$

$$C_{peau} = 1.149 \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C},$$

$$\lambda_{eau} = 0.551 \text{ kcal/h.m},$$

$$\rho_{eau} = 739.4 \text{ kg/m}^3$$

$$Re = \frac{W \cdot d_{eq}}{(3.6\mu) \cdot a_{ca}} \quad (IV.54)$$

avec $W = W_1$,

$$\mu = \mu_2..$$

d'où $Re = 2195$

En utilisant la figure 10-48[104], nous obtenons

$$h_{ca} = 1772.3 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \quad (\text{voir \u00e9quation IV.48}).$$

IV.9.2.12 - Calcul de la perte de charge cote tube ΔP_t

a- Calcul de la perte de charge dans la zone de refroidissement des vapeurs ΔP_v

On suppose que 1% de la longueur du tube est utilis\u00e9e pour la zone de d\u00e9surchauff\u00e9.

L'expression qui donne la perte de charge dans les tubes est, selon Kern [104] :

$$\Delta P_v = \frac{f \cdot W^2 \cdot L'}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot d_m \cdot a_t^2} \quad (IV.55)$$

avec f facteur de friction, $f = 0.026$, obtenu \u00e0 partir de la figure 10-121 [104],

$$\rho = \rho_v,$$

$$W = W_1 + W_2,$$

$$L' = 0.01L.$$

d'o\u00f9 $\Delta p_v = 0.23 \text{ Pa} = 0.23 \times 10^{-5} \text{ bar}$

b - Calcul de la perte de charge dans la zone de condensation ΔP_c

Selon Kern [104] :

$$\Delta P_c = \frac{f \cdot W^2 \cdot L'}{4 \cdot g \cdot \rho_v \cdot d_{in} \cdot a_t^2}$$

$$\Delta P_c = 40.26 \text{ Pa} = 40.25 \times 10^{-3} \text{ bar}$$

c - Calcul de la perte de charge dans la zone de refroidissement du liquide ΔP_L

$$\Delta P_{L1} = 0.72 \times 10^{-3} \text{ Pa} = 0.72 \times 10^{-7} \text{ bar.}$$

$$\Delta P_{L2} = 0.101 \times 10^{-3} \text{ Pa.} = 1.01 \times 10^{-7} \text{ bar.} \quad (\text{voir \u00e9tape d.1})$$

avec L_1 pour la phase organique,

L_2 pour la phase aqueuse.

$$\Delta P_L = \Delta P_{L1} + \Delta P_{L2} = 0.82 \times 10^{-7} \text{ bar.}$$

$$\text{d'où } \Delta P_t = \Delta P_v + \Delta P_c + \Delta P_L$$

$$\Delta P_t = 4.05 \times 10^{-4} \text{ bar.}$$

d - Calcul de la perte de charge coté calandre ΔP_{ca}

d- 1 - Perte de charge dans le corps de la calandre ΔP_{ca1}

La perte de charge coté calandre est obtenue, selon Kern [104], par l'expression:

$$\Delta P_{ca1} = \frac{f \cdot (W / a_{ca})^2 \cdot D_{ca} (Nc + 1)}{2g \cdot \rho \cdot d_{eq}} \quad (\text{IV.56})$$

avec Nc nombre de chicanes, $Nc = \frac{L - ES}{B} = 15$, ($ES = 2 \text{ in} = 5.08 \text{ cm}$)

$f = 0.331$, à partir de la figure 10-124 [103],

$$W = W_{\text{eau}},$$

$$\rho = \rho_{\text{eau}}.$$

$$\text{d'où } \Delta P_{ca1} = 603.24 \text{ Pa} = 0.06 \text{ bar}$$

d- 2 - Perte de charge à travers les tubulures d'entrée ΔP_e et de sortie ΔP_s de la calandre

A partir du tableau 10-23 [104], la vitesse maximale de l'eau à travers la tubulure d'entrée de l'échangeur est fixée à 2 m/s. La perte de charge dû à l'entrée selon [103] :

$$\Delta P_e = 1.1 \frac{v^2}{2 \cdot g} \cdot \rho \quad (\text{IV.57})$$

avec $\rho = \rho_{\text{eau}} = 995.5 \text{ kg/m}^3$ à l'entrée,

$v = 1.70 \text{ m/s}$, (obtenue à partir de la figure 10-57 [104]).

$$\text{D'où } \Delta P_e = 1.61 \times 10^{-3} \text{ bar}$$

La perte de charge due à la sortie :

$$\Delta P_s = 0.8 \frac{v^2}{2 \cdot g} \cdot \rho \quad (\text{IV.58})$$

avec $\rho = \rho_{\text{eau}} = 967.0 \text{ kg/m}^3$ à la sortie.

$$\Delta P_s = 1.17 \times 10^{-3} \text{ bar}$$

$$\Delta P_{ca} = \Delta P_{ca1} + \Delta P_e + \Delta P_s$$

$$\Delta P_{ca} = 0.062 \text{ bar}$$

e - Calcul de la surface d'échange A

Selon le tableau V.1.7 [87], nous avons :

- La résistance d'encrassement (coté tube) $r_1 = 2 \times 10^{-4} \text{ (kcal/h.m}^2.\text{°C)}^{-1}$,
- La résistance d'encrassement (coté calandre) $FF = 3 \times 10^{-4} \text{ (kcal/h.m}^2.\text{°C)}^{-1}$,
- La conductivité thermique du tube d'acier inoxydable (ASTM A376 TP304) est $\lambda_p = 14.87 \text{ kcal/h.m.°C}$.

La résistance du tube d'acier inoxydable :

$$r_p = \frac{d_{ex} - d_{in}}{\lambda_p}$$

$$r_p = 3.09 \times 10^{-4} \text{ (kcal/h.m}^2.\text{°C)}^{-1}$$

e.1 - Surface de désurchauffe des vapeurs A_v

L'expression du coefficient de chaleur est :

$$U_v = \frac{1}{\frac{1}{h} \cdot \frac{d_{ex}}{d_{in}} + r_p \frac{d_{ex}}{d_{in}} + r + \frac{1}{h_{ca}}} \quad (\text{IV.59})$$

avec $h = h_v$,

$$r = r_1 + FF.$$

$$U_v = 68.73 \text{ kcal/ m.h.°C}$$

$$A_v = \frac{Q_v}{U_v \cdot \text{DTLM}_1} \quad (\text{IV.60})$$

$$A_v = 2.5 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

e.2- Surface de refroidissement de la vapeur résiduelle dans la zone de condensation A_{v2}

$$U_{v2} = 68.73 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C} \quad (\text{ voir équation IV.59})$$

$$A_{v2} = \frac{W_{\text{moy}} \cdot C_{p_v} \cdot (T_{\text{rosée}} - T_{\text{bulle}})}{U_{v2} \cdot \text{DTLM}_2} \quad (\text{IV.61})$$

avec $C_{p_v} = 0.458 \text{ kcal/kg.°C}$

$$A_{v2} = 5.9 \times 10^{-3} \text{ m}^2.$$

e.3 - Surface de condensation A_c

$$U_c = 72.71 \text{ kcal/ h.m}^2.\text{°C} \quad (\text{ voir équation IV.59}).$$

$$A_C = \frac{Q_C - Q_{V2}}{U \cdot DTLM_2}$$

$$A_C = 7.56 \text{ m}^2.$$

e.4 - Surface de refroidissement du condensât A_L

$$U_L = 555.70 \text{ kcal/ h.m}^2.\text{°C} \quad (\text{voir équation IV.59}).$$

$$A_L = \frac{Q_L}{U_L \cdot DTLM_3}$$

$$A_L = 0.54 \text{ m}^2.$$

e.5 - Surface totale A

$$A = A_L + A_C + A_{V2} + A_V$$

$$A = 8.13 \text{ m}^2.$$

IV.10 – La tour de refroidissement (T-1)

IV.10.1 - *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.

Dans ces tours, le refroidissement se fait au moyen de l'air atmosphérique que l'on fait circuler à contre courant avec l'eau à refroidir. L'air au contact de l'eau, s'échauffe et passe de l'humidité ambiante à une humidité proche de la saturation en évaporant une partie de l'eau à refroidir [87]. Ces tours permettent de produire une eau dont la température peut approcher de près de 2°C celle de l'air pénétrant celle-ci [83].

Les tours atmosphériques sont les plus utilisées, compte tenu de leurs prix relativement bas. L'eau est distribuée en haut de colonne au moyen de buses, puis s'écoule sur les rampes, ce qui permet de créer un contact avec l'air circulant à l'intérieur de la tour. La largeur de ces tours est généralement de 12 feet (3.65 m), la hauteur varie de 30 à 60 feet (9 à 18m). Le coût bas de ces tours est dû au fait qu'elles ne nécessitent pas l'utilisation de ventilateurs; mais, seulement le pompage de l'eau jusqu'au sommet [97].

Le dimensionnement de la tour est donné en annexe-IV.

CHAPITRE .V

ESTIMATION DU COUT DU PROJET

V.1- Méthodologie de la présentation de l'étude d'évaluation	127
V.1.1- Contexte historique du projet	127
V.1.2- Capacité de l'usine	127
V.1.3- Capacité du marché	127
V.1.4- Matériaux et facteur de production	128
V.1.5- Localisation et l'emplacement	128
V.1.6- Aspects technique du projet	128
V.1.7- Organisation de l'usine et frais généraux	128
V.1.8- Main d'œuvre	129
V.1.9- Calendrier de mise en œuvre	129
V.1.10- Evaluation financière et économique	129
V.2- Méthodes d'estimation	130
V.2.1- Estimation en fonction de la capacité	130
V.3- Calcul	131

V

ESTIMATION DU COUT DU PROJET

Pour effectuer l'évaluation d'un projet, il est nécessaire, d'examiner le contexte économique dans lequel il doit se situer tout au long de sa vie : c'est l'objet des études de la disponibilité en matières premières et du marché du produit.

Au préalable, il faut définir la technologie à employer, le type et la taille des appareils nécessaires, leur prix, leur rendement, la consommation d'énergie résultant de leur fonctionnement, le nombre d'homme devant en assurer la conduite.

V.1- Méthodologie de la présentation de l'étude d'évaluation

Le plan de travail présenté ci-dessous est donné par le centre des études industrielles de l'ONUDI. Tous les chapitres de ce plan correspondent à une estimation de coût[105].

V.1.1- Contexte historique du projet

On y trouve le but et les objectifs, l'état d'avancement du projet ainsi que les conclusions et les décisions auxquelles ont abouti les travaux. On y mentionne le coût des études de réinvestissement et des recherches préparatoires [106].

V.1.2- Capacité de l'usine

Il est primordiale de fournir des indications relatives :

- A la prévision des ventes et de la commercialisation,
- Au programme de production,
- A la capacité de l'usine.

V.1.3- Capacité du marché

Il est nécessaire d'effectuer des statistiques sur la disponibilité du produit et les besoins des consommateurs[107].

Les résultats doivent permettre d'évaluer le produit des ventes, le coût de distribution, ainsi que le coût d'évacuation des effluents[106].

V.1.4- Matériaux et facteur de production

Il est nécessaire d'évaluer le coût de production : celui des matériaux et des facteurs de production et de fixer le calendrier des approvisionnement, compte tenu du programme des ventes et de la capacité de production de l'usine déterminée précédemment[106].

V.1.5- Localisation et l'emplacement

A ce niveau, la tâche est de déterminer :

- Un coût d'investissement relatif à l'achat du terrain, ainsi que les frais afférents à cette achat,
- Un éventuel coût de production lié à des frais périodiques pour l'utilisation du terrain, pour les droits de passage(les routes et accès), services généraux, traitement des eaux usées, etc... [106].

V.1.6- Aspects technique du projet

Le montant des investissements correspond à la somme totale qu'une société doit dépenser pour réaliser un projet industriel. Ce montant consiste en une évaluation du coût de la technologie, de l'équipements, des travaux du génie civil, celui de bâtiments, et des infrastructures[106].

V.1.7- Organisation de l'usine et frais généraux

Les frais d'organisation et les frais généraux sont évalués en pourcentage du coût des factures de production. Il se répartissent en quatre grands groupes[106] :

- Frais généraux d'atelier,
- Frais généraux d'administration,
- Frais d'amortissement,
- Frais financiers.

V.1.8- *Main d'œuvre*

Les publications techniques citent de nombreux exemples de besoins en main - d'œuvre ou de nombre d'hommes postés par équipes, suivant le type d'installation considérée. Connaissant la capacité de l'usine et la technologie qui sera appliquée, on est en mesure d'évaluer le personnel qui sera requis pour le fonctionnement. Ainsi, on sera en mesure d'évaluer le coût de la main d'œuvre [106].

V.1.9- *Calendrier de mise en œuvre*

Il a pour objet de préciser l'ordonnancement des tâches qui doivent être accomplies à partir du moment où l'on a pris la décision d'investir et celui où l'entreprise aura atteint son régime de production commerciale [106].

V.1.10- *Evaluation financière et économique*

L'évaluation financière et économique est effectuée grâce au bilan des recettes et dépenses non seulement de l'installation de production concernée par le projet, mais aussi de tout bien auxiliaire nécessité par le fonctionnement de l'installation et prévu dans le projet. On identifie les recettes aux ventes des produits fabriqués à celles de services éventuellement rendus à des tiers et à des rentrées annexes.

Les dépenses sont déterminées par la somme des deux termes principaux:

- **Les charges fixes :** sont des dépenses annuelles, dont le calcul s'effectue à partir des investissements de l'unité. Elles sont appelées fixes, parce qu'elles sont constantes pour une capacité de traitement donnée, quelle que soit la quantité effectivement produite.

Ces frais pourront être différents d'une société à l'autre, parfois même d'une usine à l'autre au sein d'une même société, selon la politique qu'elle pratique. Ils comprennent les principaux postes suivants : amortissement, intérêt, entretien, taxes et assurances, frais généraux et de siège[106].

• **Les charges variables** : à l'inverse des charges fixes, elles sont proportionnelles à la production réelle de l'unité et non à sa capacité nominale. Elles sont rapportées à la tonne de matière première ou de produits [106] :

- les produits et réactifs,
- les utilités (électricité, combustible, vapeur, frigorie, eau de refroidissement, eau de vapeur, condensats),
- les frais divers.

En effectuant l'analyse économique du projet, c'est à dire, en réalisant les calculs de rentabilité, on décide de l'acceptation ou du rejet de ce projet. Cela ne peut se faire qu'en faisant la synthèse de toutes les données recueillies des autres études, à partir desquelles sont obtenues les variations correctes du projet et les coût des financements.

V.2- Méthodes d'estimation

Il existe plusieurs méthodes d'estimation du coût d'un projet industriel en génie chimique, qui diffèrent l'une de l'autre, par leur précision et leur application, durant la réalisation du projet, parmi lesquelles nous citons :

V.2.1- *Estimation en fonction de la capacité*

V.2.1.1- Estimation de la tonne produite

Les études de SRI (Stanford Reseach Institut) ou de Chem system, proposent des courbes donnant le coût d'investissement en fonction de la capacité installée. Le coût à la tonne diffère d'une usine à l'autre, par exemple en chimie de spécialité une installation de 500t/an d'un produit se vend à 20 000 f/t, et en chimie de commodité une installation de 150 000t/an d'un produit se vend à 2000f/t [105].

V.2.1.2- Approche globale

Le coût d'une installation en fonction de la capacité se calcule selon une équation de la forme :

$$(C1/C2) = (P1/P2)^a$$

C1 et C2 : coût des investissements,
 P1 et P2 : productions annuelles respectives,
 a : facteur d'extrapolation.

En général, pour des ateliers en marche continue, on choisit 0.6 comme facteur d'extrapolation, cette valeur se rapproche de 1 dans les grandes unités, et elle diminue pour des petites unités de production, jusqu'à atteindre une valeur voisine de 0.4 pour les ateliers en marche discontinue. Cette valeur devra donc être examinés cas par cas[105].

V.2.1.3- Approche par postes de dépense

Pour plus de précision nous pouvons déterminer les facteurs suivant la nature de la dépense :

- Matériel

Le coût du matériel est évalué de la manière suivante :

$$(m1/m2) = (P1/P2)^a$$

m1 et m2 : coût du matériel
 P1 et P2 : capacités respectives
 a : facteur d'extrapolation

Ce facteur, est en général égal à 0.65 pour les appareils, mais il peut varier sensiblement selon les équipement [105, 106].

V.3- Calcul

Le calcul d'estimation du coût pour les trois variantes a été évalué selon la méthode d'estimation par coefficient et par postes de dépenses.

Les résultats de l'estimation du coût du matériel sont :

Tableau.V-1 : Calcul du coût total du matériel de unité de 100 Kg/h

EQUIPEMENTS	QUANTITE		ESTIMATION DU COUT DU MATERIEL (2001) (\$)	UTILISATION (\$)
	NO	UNIT		
1- POMPE	3	EA	6079	6000
2-TOUR	1	EA	14870	14800
3-ECHANGEUR	3	EA	100096,5	100000
4-CONDENSEUR	1	EA	8044,75	8000
5-REBOILLEUR	1	EA	11000	11000
6-TOUR DE REFROIDISSEMENT	1	EA	36617,5	36600
7-CHAUDIERE	1	EA	35789	35800
8-EVAPORATEUR	2	EA	10543,4	10500
9-VIS CONVOYEUSE	1	EA	11130	11100
10- CANNEAUX	2	EA	10890	10900
11-RESERVOIR D'EAU DE REFOIDISSEMENT	1	EA	30275	30000
12- RESERVOIR DE PENTANE	1	EA	4343,75	4300
13- BAC DE STOCKAGE DE L'HUILE	3	EA	3795	3800
14- RÉSERVOIR D'EAU	1	EA	16710	16700
15-PRECHAUFFEUR	2	EA	40560	40500
16-SEPARATEUR	1	EA	10300	10000
EQUIPEMENT TOTAL DU PROCESSUS			351043,9	350000

Tableau.V-2 : Calcul du coût total du matériel de l'unité de 1000Kg/h

EQUIPEMENTS	QUANTITE		ESTIMATION DU COUT DU MATERIEL (2001) (\$)	UTILISATION (\$)
	NO	UNIT		
1- POMPE	3	EA	12075	12000
2-TOUR	1	EA	26450	26500
3-ECHANGEUR	3	EA	170610	170500
4-CONDENSEUR	1	EA	13915	14000
5-REBOILLEUR	1	EA	16940	17000
6-TOUR DE REFROIDISSEMENT	1	EA	74750	75000
7-CHAUDIERE	1	EA	71300	71500
8-EVAPORATEUR	2	EA	21780	22000
9-VIS CONVOYEUSE	1	EA	19550	20000
10- CANNEAUX	2	EA	18150	18000
11-RESERVOIR D'EAU DE REFOIDISSEMENT	1	EA	57500	57500
12- RESERVOIR DE PENTANE	1	EA	8625	8500
13- BAC DE STOCKAGE DE L'HUILE	3	EA	6900	7000
14- RÉSERVOIR D'EAU	1	EA	32200	32000
15-PRECHAUFFEUR	2	EA	72600	72500
16-SEPARATEUR	1	EA	15900	16000
EQUIPEMENT TOTAL DU PROCESSUS			639245	640000

CHAPITRE .VI

ETUDE ECONOMIQUE ET FINANCIERE

VI.1- Le marché	133
VI.2- Les produits	133
VI.2- Les produits	136
VI.4- Critères d'évaluation de l'investissement	136
VI.5- Le personnel de l'unité	142
VI.6- Résultat d'exploitation	143
VI.7- Délai de récupération	144
VI.8- Le point mort	145
VI.8- Le point mort	147

VI

ETUDE ECONOMIQUE ET FINANCIERE

Les huiles essentielles présentent une importance économique 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.

Les principaux producteurs des huiles essentielles sont l'ex Union Soviétique, la Yougoslavie, l'Inde, l'Egypte, la Roumanie, l'Afrique du Sud, la France, l'Espagne, l'Italie, le Brésil, Salvador, l'Iran, l'Emarats Arabes Unis, l'Arabie Saoudite, l'Allemagne[60 ,108].

VI.1- Le marché

La production d'huiles essentielles en Algérie est quasiment inexistante, mis à part quelques petites unités artisanales. Cependant l'Algérie importe une quantité relativement importante de diverses huiles essentielles. L'importation annuelle moyenne en terme d'huile essentielle est d'environ 28 000 Kg/an ; les espèces les plus importées sont donnés dans les tableaux suivants (VI.1 à VI.4)[108].

VI.2- Les produits

Les principales huiles essentielles produites sont les suivantes :

- Huile essentielle de jasmin (30%),
- Huile essentielle de lavande (20%),
- Huile essentielle de menthe (20%),
- Huile essentielle de nigelle (10%),
- Huile essentielle de coriandre (20%).

L'huile essentielle est conservée dans des fûts, ces derniers sont stockés dans des bacs de stockage, à une température inférieure à 25°C, à l'abri de la lumière, afin de conserver intégralement la qualité des huiles.

TABLEAU -VI.1 :Etat des importations des produits désignés pour l'année 1996[108]

Produits	Poids	%
Huile essentielle de bergamote	5	0.49
Huiles essentielles d'orange	55.23	5.29
Huiles essentielles de citron	3.56	0.34
Huiles essentielles de linette	140	13.42
Huiles essentielles d'agrumes	7.24	0.69
Huiles essentielles de géranium	63	6.04
Huiles essentielles de jasmin	136	13.03
Huiles essentielles de lavande	240	23
Huiles essentielles de menthe poivrée	1.31	0.12
Huiles essentielles de menthe	36	3.45
Huiles essentielles de verveine	6	.57
Mélanges de substances	301.6	28.90
Solutions concentrées d'huiles essentielles	48.43	4.64
Total des importations en poids (Kg)	1043.37	100

TABLEAU -VI.2 :Etat des importations des produits désignés pour l'année 1997[108]

Produit	Poids	%
Huiles essentielles d'orange	30.15	3.24
Huiles essentielles de citron	7.06	0.75
Huiles essentielles de linette	3	0.32
Huiles essentielles d'agrumes	2.7	0.29
Huiles essentielles de géranium	216	23.19
Huiles essentielles de jasmin	50	5.37
Huiles essentielles de lavande	62	6.65
Huiles essentielles de menthe poivrée	11.22	1.20
Huiles essentielles de menthe	104	11.16
Résinoides	406	43.58
Solutions concentrées d'huiles essentielles	39.39	4.23
Total des importations en poids (Kg)	931.52	100

TABLEAU- VI.3 :Etat des importations des produits désignés pour l'année 1998[108]

Produit	Poids	%
Huile essentielle de bergamote	5	0.013
Huiles essentielles d'orange	107,83	0.29
Huiles essentielles de citron	27828	74.80
Huiles essentielles d'agrumes	6269	16.85
Huiles essentielles de géranium	620	1.66
Huiles essentielles de jasmin	941	2.53
Huiles essentielles de lavande	286	0.77
Huiles essentielles de menthe poivrée	700	1.88
Huiles essentielles de menthe	277	0.74
Résinoïdes	160	0.43
Solutions concentrées d'huiles essentielles	5.68	0.015
Total des importations en poids (Kg)	37199,51	100

TABLEAU -VI.4 : Etat des importations des produits désignés pour l'année 99[108]

Produit	Poids	%
Huile essentielle de bergamote	26	0.04
Huiles essentielles d'orange	54150	74.74
Huiles essentielles de citron	6243	8.62
Huiles essentielles d'agrumes	10223	14.11
Huiles essentielles de géranium	300	0.41
Huiles essentielles de jasmin	697	0.96
Huiles essentielles de menthe	80	0.11
Résinoïdes	724	0.99
Total des importations en poids (Kg)	72443	100

En nous reportant aux quantités importées de chaque espèce en fonction des années (annexe-VI.N°1), nous remarquons une augmentation, ce qui pourrait signifier une demande plus importante.

VI.3- La définition des éléments du calcul économique

Evaluer la rentabilité économique d'un projet consiste à établir le bilan recette/dépenses de l'installation de production. Les recettes proviennent de la vente des produits fabriqués et sont obtenues à partir des prévisions issues de l'étude du marché, qui a établi le volume probable des transactions et leur niveau de prix estimé[106].

VI.4- Critères d'évaluation de l'investissement

Un investissement représente le capital investi en une ou plusieurs fois suivant la nature et la durée de vie de l'investissement, il est caractérisé par un montant, une durée, une rentabilité et un risque. Dans cette partie, on aura recours à certains critères de choix des investissements, tels que le seuil de rentabilité, le délai de récupération et le taux de Rentabilité Interne[109,110].

Avant de calculer ces différents critères d'évaluation d'un investissement, délai de récupération, taux de rentabilité interne et seuil de rentabilité, il est important d'évaluer les données relatives au montant de l'investissement, et à la durée de vie du projet.

VI.4.1- Montant de l'investissement

Le montant des investissements correspond à la somme totale qu'une société doit dépenser pour réaliser un projet industriel, afin d'effectuer les diverses opérations qui s'y rapportent, depuis les études technico - économiques préliminaires jusqu'à la mise en marche effective des installations.

Le coût de l'investissement comprend le coût de la construction et des équipements de process.

L'objet de cette deuxième partie est de procéder à la réalisation pratique de calculs. L'estimation du coût par poste de dépense a été étudié dans le chapitre précédent.

TABLEAU- VI.5 : Structure du capital de l'unité

Unité	100 Kg/h	1000 Kg/h
100% de l = 1.2 de l'estimation	120.000.000 DA	215.000.000 DA

Pour tenir compte d'éventuel poste de dépenses imprévus, nous estimons les investissements comme étant le résultat du calcul de la partie estimation auquel nous avons rajouté 20 % de ce montant.

VI.4.2- Durée de vie utile de l'investissement

La durée de vie utile d'un investissement constitue l'horizon temporel de l'étude du projet.

On distingue trois notions de durée de vie utile :

- **La vie physique de l'investissement** : elle se calcule, en nombre d'heures de fonctionnement. Il s'agit, en réalité, de la durée optimale d'exploitation, compte tenu des coûts d'entretien et de la valeur de revente de l'équipement considéré. C'est la même durée de vie pour les deux projets d'investissement, 1000 Kg / h et 100 Kg / h.

- **La vie technologique de l'investissement** : c'est celle qui sépare le moment de la mise en service ou de l'installation du matériel et la date d'apparition supposée, sur le marché, d'un nouveau matériel, dont les caractéristiques permettent des performances supérieures ou une production de meilleure qualité. La durée de vie technologique des équipements de process et de conditionnement peut être considérée comme supérieure à la durée de vie physique de l'investissement.

- **La durée de vie du produit** : c'est la durée de vie d'un investissement spécifique à un produit et ne pouvant, de ce fait, être reconverti après la disparition du produit[109].

Il est difficile d'évaluer la durée de vie utile de l'investissement, car les données concernant la vie physique ou technologique du projet ne sont pas disponibles. De ce fait, nous avons estimé à 10 ans la durée sur laquelle nous ferons nos calculs, 15 ans étant une période longue où les prévisions sont incertaines, et 5 ans une période très courte.

VI.4.3- Financement de l'investissement

Pour la réalisation de cette activité, nous avons étudié la variante selon laquelle l'investisseur sollicite un emprunt bancaire qui représente 70% de l'investissement, les 30% restant étant à la charge de la société.

TABLEAU- VI.6- Financement de l'investissement

Unité	%de l	100 Kg/h	1000 Kg/h
Apport en fond propre	30 % de l	36.000.000. DA	645.500.000 DA
Crédit à moyen terme	70 %de l	84.000.000 DA	150.500.000 DA
Total	100	120.000.000 DA	215.000.000 DA

VI.4.4- Le planning de réalisation

Vu l'intérêt que porte l'Etat aux projets industriels de production, il accorde des facilités et des priorités pour l'acquisition de terrains dans les zones industrielles. Le planning de réalisation de la distillerie d'huiles essentielles sera comme suit :

- Etudes préliminaires, préconsultation	1 ^{er} trimestre	2002
- Aménagement et infrastructure	2 ^{er} trimestre	2002
- Montage du crédit	3 ^{er} trimestre	2002
- Génie civil, charpente	4 ^{er} trimestre	2002
- Contrats d'acquisition des équipements	Janvier	2003
- Mise à FOB des équipements	Avril	2003
- Livraison sur site et début du montage	Juillet	2003
- Mise en service	Octobre	2003

VI.4.4.1-Programme de production

Les coûts et les recettes d'exploitation liés au projet permettent de déterminer les flux de trésorerie générés par le projet pendant toute sa durée de vie.

Certaines hypothèses ont été prise en compte dans les calculs et dans l'évolution des recettes et des coûts :

- comme première variante : 10 heures par jours, 220 heures par mois et 2640 heures par an.
- comme deuxième variante : 8 heures par jours, 220 heures par mois et 2640 heures par an.
- Les unités travailleront à 90% de leur capacité dès l'année d'ouverture.
- Le rendement est de 2% $\left(\frac{\text{masse d'huile essentielle}}{\text{masse de matière végétale}} \times 100 \right)$ pour l'unité de 100 Kg/h et de 1% pour l'unité de 1000 Kg/h.
- Le prix du Kilogramme d'huile essentielle est en moyenne de 50 000 DA.
- Durant les trois premières années, l'entreprise est exonérée de l'impôt sur le bénéfice des sociétés (IBS).
- L'évolution annuelle du prix de l'huile essentielle est estimé à environ 3% par an, cette valeur a été déterminée par rapport à l'inflation en Algérie qui est de 3 %.

Sur la base de toutes ces hypothèses, l'évolution de la production de l'année 2004 à 2013 est la suivante :

TABLEAU –VI.7- Evolution de la production en million deDA

Unité de 100 Kg/h

Année	2004		2005		2006		2007		2008	
	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur
1 ^{re} variante	5	250	5	257.50	5	265.22	5	273.18	5	281.37
2 ^{me} variante	3	150	3	154.50	3	159.13	3	163.90	3	168.82
Année	2009		2010		2011		2012		2013	
	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur
1 ^{er} variante	5	289.82	5	298.51	5	307.46	5	316.69	5	326.19
2 ^{me} variante	3	173.89	3	179.10	3	184.48	3	190.01	3	195.71

Unité de 1000 Kg/h

Année	2004		2005		2006		2007		2008	
	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur
1 ^{ère} variante	25	1250	25	1287.50	25	1326.12	25	1365.90	25	1406.88
2 ^{ème} variante	15	750	15	772.50	15	795.67	15	819.54	15	844.13
Année	2009		2010		2011		2012		2013	
	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur	Quantité	Valeur
1 ^{ère} variante	25	1449.09	25	1492.56	25	1537.34	25	1583.46	25	1630.96
2 ^{ème} variante	15	869.45	15	895.53	15	922.40	15	950.07	15	978.57

VI.4.4.2- Le programme de consommation

- Matière végétale
- Solvant (100 Kg)
- Energie électrique et eau.

*L'amortissement des crédits à moyen terme :

le montant du crédit à moyen terme étant évalué à 70% de l'investissement, à un taux d'intérêt annuel de 10% et amortissable sur cinq ans.

L'évolution des annuités jusqu'à 2013 est représentée dans le tableau suivant :

TABLEAU –VI.8 : Evaluation des annuités en DA

Unité de 100 Kg/h (2^{ème} variante)

Année	valeur principale	amortissement	intérêt	annuité
2004	8400000	840000	840000	1680000
2005	7560000	840000	756000	1596000
2006	6720000	840000	672000	1512000
2007	5880000	840000	588000	1428000
2008	5040000	840000	504000	1344000
2009	4200000	840000	420000	1260000
2010	3360000	840000	336000	1176000
2011	2520000	840000	252000	1092000
2012	1680000	840000	168000	1008000
2013	840000	840000	84000	924000

Unité de 100 Kg/h (1^{ère} variante)

Année	valeur principale	amortissement	intérêt	annuité
2004	84 000 000	16 800 000	8 400 000	25 200 000
2005	67 200 000	16 800 000	6 720 000	23 520 000
2006	50 400 000	16 800 000	5 040 000	21 840 000
2007	33 600 000	16 800 000	3 360 000	20 160 000
2008	16 800 000	16 800 000	1 680 000	18 480 000

Unité de 1000 Kg/h

Année	valeur principale	amortissement	intérêt	annuité
2002	150 500 000	30 100 000	15 050 000	45 150 000
2003	120 400 000	30 100 000	12 040 000	42 140 000
2004	90 300 000	30 100 000	9 030 000	39 130 000
2005	60 200 000	30 100 000	6 020 000	36 120 000
2006	30 100 000	30 100 000	3 010 000	33 110 000

VI.4.4.3-L'amortissement des actifs

Les hypothèses de l'amortissement sont :

- Les bâtiments et infrastructures : sur 50 ans soit 2% par an.
- Les équipements de production : sur 20 ans soit 5% par an.
- Le matériel de manutention, de transport, le mobilier, les frais préliminaires : sur 5 ans soit 20% par an.

En appliquant la méthode de l'amortissement constant nous obtenons :

TABLEAU -VI.9 : Evaluation de l'amortissement en DA

Unité de 100 Kg/h

Désignation	Valeur	Taux	Amortissement
Terrain	Non amortissable		
Bâtiment et infrastructure	16 539 069	2%	330 781
Equipement de Production	21 101 786	10%	2 110 179
Matériel de transport, mobilier et agencement	6 885 814	20%	1 377 163
Total			3 818 123

Résorption de frais préliminaires

Frais préliminaire	2 713 719	20%	542 744
--------------------	-----------	-----	---------

Unité de 1000 Kg/h

Désignation	Valeur	Taux	Amortissement
Terrain	Non amortissable		
Bâtiment et infrastructure	26 149 812	2%	522 996
Equipement de production	38 586 124	10%	3 858 612
Matériel de transport, mobilier et agencement	14 906 910	20%	2 981 382
Total	7 362 990		

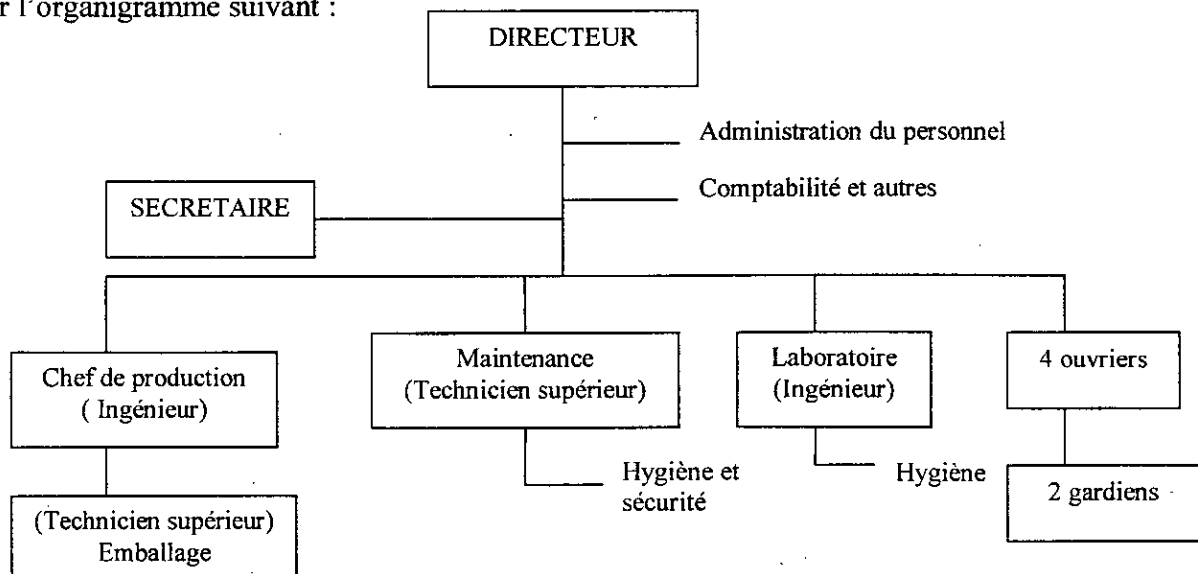
Résorption de frais préliminaires

Frais préliminaire	4 962 228	20%	992 446
--------------------	-----------	-----	---------

La moyenne de l'investissement a été déterminé à partir du prix des équipements de production et nous avons estimé une durée moyenne d'amortissement de 5 ans, pour l'ensemble de l'investissement inhérent à cette activité, sauf pour l'unité de 100 Kg/h (2^{ème} variante) il a été estimé à 10 ans.

VI.5- Le personnel de l'unité

Les moyens humains nécessaires au bon fonctionnement de l'installation sont donnés par l'organigramme suivant :



Le détail des frais de personnel est représenté sur le tableau suivant :

Tableau- VI. 10 : Frais de personnel

Catégories	Nombre	Salaire + charges salariales en DA
DIRECTEUR	1	35 000
INGENIEUR	2	25 000
TECHNICIEN SUPERIEUR	2	20 000
SECRETAIRE	1	15 000
OUVRIER	4	15 000
GARDEIN	2	12 000
TOTAL		122 000

Les salaires ont été multipliés par 1.3, ce qui représente la contribution de l'employeur.

VI.6- Résultat d'exploitation :

Les résultats d'exploitation du projet sont évalués de 2004 à 2013 comme suit [111] :

- **Cash flow brut** = Amortissement + Résultats bruts,
- **Cash flow net** = Amortissement + Résultats nets.

Unité de 100 Kg/h (de Kilo DA)

1 ^{er} variante	2004	2005	2006	2007	2008
cash flow brut	43 396 000	44 595 880	45 681 756	46 704 580	47 601 717
cash flow net	43 396 000	44 595 880	45 681 756	37 733 206	38 361 202
1 ^{er} variante	2009	2010	2011	2012	2013
cash flow brut	31 725 769	32 677 542	33 657 868	34 667 604	35 707 632
cash flow net	22 208 038	22 874 279	23 560 508	24 267 323	24 995 343

2 ^{ème} variante	2004	2005	2006	2007	2008
cash flow brut	18 700 902	19 513 929	20 351 347	14 024 506	14 697 242
cash flow net	18 700 902	19 513 929	20 351 347	12 337 154	12 808 069
2 ^{ème} variante	2009	2010	2011	2012	2013
cash flow brut	15 390 159	16 103 864	16 838 980	17 596 149	18 376 033
cash flow net	13 293 111	13 792 705	14 307 286	14 837 304	15 383 223

Unité de 1000 Kg/h (en million de Kilo DA)

1 ^{er} variante	2004	2005	2006	2007	2008
Cash flow brut	159 930 000	165 179 400	170 586 282	144 786 328	149 129 917
Cash flow net	159 930 000	165 179 400	170 586 282	110 380 429	113 420 942
1 ^{er} variante	2009	2010	2011	2012	2013
Cash flow brut	153 603 815	158 211 929	162 958 287	167 847 036	172 882 447
Cash flow net	107 522 670	110 748 351	114 070 801	117 492 925	121 017 713

2 ^{ème} variante	2004	2005	2006	2007	2007
Cash flow brut	120454512	124519647	128706737	112122532	115486208
Cash flow net	120454512	124519647	128706737	87515772	89870346
2 ^{ème} variante	2009	2010	2011	2012	2013
Cash flow brut	118950794	122519318	126194898	129980744	133880167
Cash flow net	83265556	857635263	88336428	90986521	93716117

VI.7- Délai de récupération

Le délai de récupération du capital investi représente le temps nécessaire pour que les flux nets de trésorerie, ou cash flow, générés par l'investissement « remboursent » la mise de fonds initiale [112].

$$\text{Délai de récupération du capital investi} = \frac{\text{Investissement initial (I}_0\text{)}}{\text{Cash flow moyen}}$$

Tableau – VI.11 : Délai de récupération

	Investissement initial (en million de DA)	Cash flow net annuel moyen (en million de DA)	Délai de récupération du capital investi
Unité de 100 Kg/h (1 ^{er} variante)	120	32. 77	4 ans
Unité de 100 Kg/h (2 ^{ème} variante)	120	15. 53	7 ans et 9 mois
Unité de 1000 Kg/h (1 ^{er} variante)	215	129	1 an et 8mois
Unité de 1000 Kg/h (2 ^{ème} variante)	215	99.31	2 ans et 2 mois

VI.8- Le point mort

L'analyse destinée à déterminer le seuil de rentabilité (point mort) indique le point auquel le produit des ventes est égal aux coûts de production [112].

Le produit des ventes dans le cas d'un seul produit, représente le produit :

« **prix unitaire x quantité vendue** »

D'autre part, les coûts de production se décomposent en coûts fixes et en coûts variables.

Pour déterminer le seuil de rentabilité, on retient les éléments suivants :

- **La marge M** : différence entre le produit et le coût de l'activité

$$M = P - CV$$

P : produit de l'activité, représente la valeur de la production,

CV : coût de l'activité, représente l'ensemble des charges directement liées à l'activité et variant avec elle.

- **Le coût de structure CS** : inclut des charges non comprises dans le coût de l'activité, charges considérées comme fixes quelque soit le niveau d'activité [111].

Avant de calculer le seuil de rentabilité, voici quelques hypothèses :

- Les coûts de production sont fonction du volume de production,
- Le volume de la production est égal au volume des ventes,
- Les coûts unitaires variables diffèrent proportionnellement au volume de la production, de sorte qu'il en soit de même des coûts totaux de production.

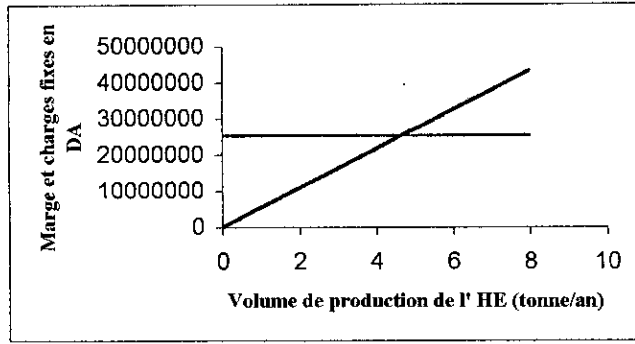


FIGURE 40 : Seuil de rentabilité pour l'unité de 100 Kg/h (1^{ère} variante)

— Charges fixes
— La marge

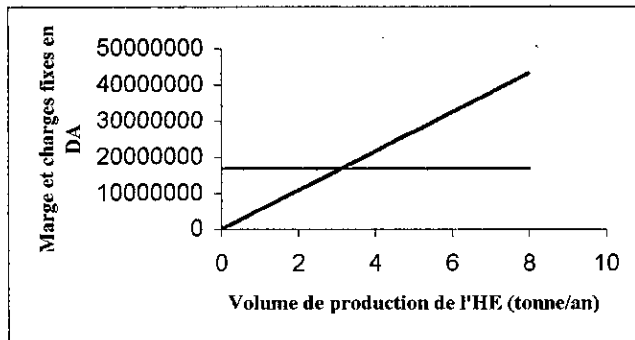


FIGURE 41: Seuil de rentabilité pour l'unité de 100 Kg/h (2^{ème} variante)

— Charges fixes
— La marge

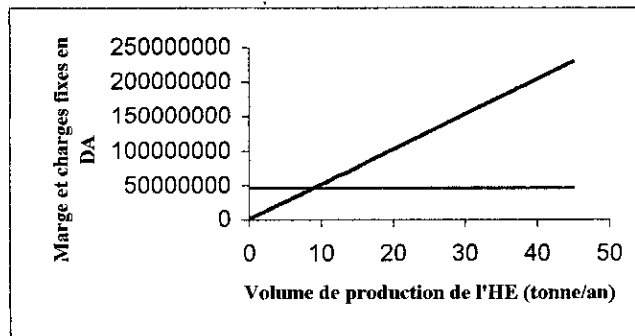


FIGURE 42

: Seuil de rentabilité pour l'unité de 1000 Kg/h (les deux variantes)

— Charges fixes
— La marge

Le seuil de rentabilité, de l'année 2004 à 2013, se situe à un niveau de production de 4.5 tonnes par an (1^{er} variante) et 3 tonnes par an (2^{ème} variante), pour l'unité de 100 Kg/h, et de 9 tonnes par an, pour l'unité de 1000 Kg/h.

VI.9- Comparaison entre les variantes du projet

Tableau -VI.12 : Tableau comparatif entre les différentes variantes du projet

	Montant de l'investissement initial I ₀ (en million de DA)	Délai de récupération	Point mort (tonnes/ an)
Unité de 100 Kg/h (1 ^{er} variante)	120	4 ans	4.5
Unité de 100 Kg/h (2 ^{ème} variante)	120	7 ans et 9 mois	3
Unité de 1000 Kg/h (1 ^{er} variante)	215	1 an et 8 mois	9
Unité de 1000 Kg/h (2 ^{ème} variante)	215	2 ans et 2 mois	9

Pour l'unité de 100 Kg/h, nous pouvons considérer que la première variante (10 heures par jour) est préférable et plus rentable, à la deuxième variante (8 heures par jour).

Pour l'unité de 1000 Kg/h, nous pouvons considérer que la première variante (10 heures par jour) est préférable et plus rentable.

De ce qui précède, nous pouvons conclure que l'unité de 1000 Kg/h permet une récupération plus rapide du capital investi et qu'elle est plus rentable. Le résultat net de cette unité (10 h par jour) est plus supérieur que celui calculé pour l'autre variante (8 h par jour). Ce bénéfice peut être utilisé pour améliorer les performances de l'unité tout en améliorant la qualité de huile essentielle produite.

Quant à l'unité de 100 Kg/h (1^{ème} variante), elle convient davantage à une situation de faible disponibilité de la matière végétale. Malgré le délai moyen de récupération du capital investi (4 ans), elle peut être considérée comme rentable.

CONCLUSION

CONCLUSION

L'Algérie recèle d'importantes potentialités en matière de plantes aromatiques et médicinales, favorisées par la diversité de son climat et la nature de ses sols. Dans le cadre de la valorisation de ces espèces végétales, nous avons étudié l'extraction de l'huile essentielle des graines de *Nigella sativa L.* et de *Coriandrum sativum L.*, par hydrodistillation et par solvant volatil.

En outre, nous avons procédé à une étude histologique des graines de Coriandre. Dans le cas de l'extraction par le DMSO, nous avons remarqué que la vapeur de ce dernier ne diffuse pas entièrement vers l'extérieur et qu'une partie reste prisonnière à l'intérieur des cellules. Alors que dans le cas de l'extraction par l'hexane, nous avons remarqué que les cellules ne contiennent que des gouttelettes d'huiles essentielles, nous pouvons donc supposer que le solvant n'a pas pu être pénétré à l'intérieur des cellules.

L'analyse par CG de l'extrait à l'hexane ne révèle l'existence d'aucun constituant volatil, alors que l'analyse de l'huile essentielle des graines traitées par hydrodistillation, au préalable épuisées dans l'hexane, donne naissance à des constituants qui apparaissent sur le chromatogramme, ce qui est en accord avec l'étude historique.

L'analyse de l'extrait au diméthylsulfoxyde sans hydrolyse n'a révélé aucune trace de constituant volatil, alors que l'analyse de l'échantillon après hydrolyse montre que ce processus donne naissance à des produits légers, qui apparaissent au début du chromatogramme. Par le biais de cette expérience, nous pouvons dire que le diméthylsulfoxyde a bien extrait une matrice non détectable par chromatographie en phase gazeuse, et que l'hydrolyse de cette phase a donné naissance à des constituants légers en général.

Pour l'extrapolation des résultats du laboratoire à une échelle de production ou 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 un procédé que nous avons conçu. Ceci nous a permis d'opter pour les équipements et les conditions opératoires (débits de fluides caloporteurs, débits de solvants,...) les plus adéquats. De plus, cette simulation nous a permis 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 nos unités. C'est ainsi que nous avons déterminé la géométrie et les dimensions des équipement principaux de l'installation, tout en nous référant aux normes établies.

L'étude du marché montre qu'en Algérie, l'huile essentielle est un marché porteur, car les besoins des consommateurs ne sont pas satisfaits en totalité. Les exigences de ces consommateurs en quantité et en qualité placent l'huile essentielle dans une position privilégiée

Enfin, les résultats du dimensionnement ont permis d'évaluer le coût global des équipements, ainsi que le coût de l'investissement, qui s'élève à environ 120 millions de Dinars, pour une unité de traitement d'une quantité de matière végétale de 100 Kg/h et à 215 millions de Dinars pour une unité de 1000 Kg/h. De l'étude économique, il ressort que l'unité de 1000 Kg/h permet une récupération du capital investi plus rapide et qu'elle est plus rentable. La réalisation d'un tel projet permettra de réduire les quantités importées en huile essentielle, ce qui représente un gain en devises pour notre pays.

Notre procédé, axé sur la récupération de l'huile essentielle des graines de coriandre par entraînement à la vapeur d'eau, peut être utilisé aussi pour l'extraction par solvant (unité mixte), comme il peut être utilisé pour tout autre substrat végétale.

BIBLIOGRAPHIE

BIBLIOGRAPHIE

1- CHARCHARIS

Contribution à la conception de l'huile essentielle de deux espèces d'Artimisia : A. herba-alba Asso et A. judaica L. Aspect technologique de l'extraction de cette huile et de leur concrète, Thèse de doctorat, ENP Alger, Juin 1994.

2- BEDDEK.N

Extraction de l'essence des graines de coriandrum sativum L. par différents procédés, Thèse de Magister, ENP Alger, Janvier 1995.

3- TOUMI L.S & ZOUAGHI. N

Extraction de huile essentielle des graines de Nigelle sativa L. par entraînement à la vapeur d'eau. Contribution à son étude analytique, Projet de fin d'étude, ENP Alger, Juillet 1995.

4 -FOURMENT M.

Plantes médicinales et aromatiques d'Algérie, Direction de l'économie algérienne, Inspection générale de l'agriculture, p39.

5 -GRISVARD P. & COLLIN E.

Le bon jardinier, encyclopédie horticole, tome II , La maison rustique, Paris 1964, p 1377.

6 -MAIRE R.

Flore de l'Afrique du nord, Volume 11, Ed Paul Le Chevalier, Paris 1964, pp35-42.

7 -MAHMOUDI Y.

Les plantes médicinales dans le jardin prophétique, Palais du livre, Alger 1990, pp159-165.

8 -GRUND P.

Plantes aromatiques culinaires, Paris 1981, pp 138-139.

9- RICHARD H.

Epices et aromates, Tec & DOC – LAVOISIER , 1992,p85, pp 144-122.

10 -QUEZEL P.

Nouvelle flore de l'Algérie et des régions désertiques méridionales, Tome II, Ed. C.N.R.S, 1962, p37.

11 -GERMAIN E.

Nouveau dictionnaire de botanique, Ed. J. B. Baillière & Fils, 1870.

12 –FOURNIER P.

Plantes médicinales et vénéneuses de France,
Tome I, Ed. Paul Lechevalier, 1947, pp 9-12.

13 –PERROT E.

La culture des plantes médicinales,
Ed. J. B. Baillière & Fils, 1947, pp158-159.

14 –PERROT Em.

Matières premières usuelles du règne végétal,
Tome II, Ed Masson & C^{IE}, 1943-1944, pp 1652-1665.

15 –PARIS R. R. & MOYSE H.

Précis de matières médicinales,
Tome II, Ed Masson, 1981, pp 479-480.

16 –COLLIN C.

Dictionnaire des herbes et des épices,
Ed. Denoël, 1963, pp 34-36.

17 –QUEZEL P. & SANTA S.

Nouvelle flore de l'Algérie et des régions désertiques méridionales,
Tome II, Ed. C.N. R. S, 1963, p 658.

18 –PLANCHON G .& COLLIN E.

Les drogues simples d'origine végétale,
Tome II, Ed. Octave Dion, 1896, p 256-258.

19 –WAVERLYE R.

Herbes et épices,
Ed. Berger-Levrault, 1982, p 51.

20 –DELAVEAU P.

Les épices description et usage des différentes épices, aromatiques et condiments,
Ed. Albin Michel, 1987, pp 14 , 24 et 250.

21 –RAHMEN A-U., MALIK E., CLARDY J.

Isolation and structure determination of negicellimine,
Tetrahedron, Pergamon press, Oxford 1985, Vol 26 (23), pp 2759-2762.

22 –GRUND P.

Plantes médicinales,
Paris, 1984, p 205.

23 –DORVAULT D.

L'office préparatoire général de pharmacie pratique,
18^{ème} Edition, Ed Vigot frères, Paris 1948, pp 1206-1207.

24 – PERROT Em.

Matières premières usuelles du règne végétal,
Tome I, Ed Masson & C^{IE}, 1964, p 822.

25 –GRUND

Plantes médicinales, 256 illustration en couleurs,
Imprimé en Tchécoslovaquie par TSNP Martin, 1987, pp 31-32.

26 –BEZANGER.L-BEAUQUESNE, PI NKAS. M, TORCK. M, TROTIN. F

Plantes médicinales des régions tempérées,
Ed. Maloine s. a, 1980, p 232.

27 –CLEMENT J.

La santé par les plantes,
Ed. Baudouin, 1979.

28 –MILLANVOYE G.

Mini encyclopédie des médecines naturelles,
Ed. Marabout, 1986.

29 –PHILIPS P.

Les plantes aromatiques et médicinales,
Ed. Bordas, 1987, pp 38-39.

30 –GARLAND S.

Le livre des herbes et des épices,
Ed. Fernand Nathan, 1979, pp 48-49.

31 –USTUNG G., KENT L., CEKIN N. & CIELEKOGLU

Investigation of technological properties of *Nigella sativa L.* seed oil,
Journal of the American Oil – Chemists Society, USA, 1991, Vol 67 (12), pp 958-960.

32 –MEMOUNOS P., STAPHYLASKI K. & GEGIOU D.

The sterols of *Nigella sativa L.* seed oil,
Phytochemistry Vol 25, (3), 1986, pp 761-763.

33 –RAHMENA-U., MALIK E., CLARDY J.

Isolation and structure determination of nigellimine,
Journal of natural products, USA 1992, Vol 55 (5), pp 676-678.

34 –ANSARI A. & Coll

Structural studies on a saponin isolated from *Nigella sativa L.*
Phytochemistry Vol 27, (12), 1988, pp 3977-3979.

35 –RATHEE P. S., MISHRA. S-H & KAUSHAL R.

Antimicrobial activity of essential oil, fixed oil and unsaponifiable matter of *Nigella sativa L.*
India Journal of Pharmaceutical sciences, Jan-Feb 1982, pp 8-10.

36 –AKGULE

Antimicrobial activity of black cumen (*Nigella sativa L.*) essential oil,
Gazi-Universitesi-Eczacilik-Fakultesi-Dergisi-Turkey, 1989, 6 (1), pp 63-68.

37 –MOKKEDEM A.

Détermination de dates et doses optimales de semis de nigelle en sec et en zone Mitidja,
INRA, Alger, travaux en cours.

38- BEN YOUSSEF.E-H, ZOUAGHI.N, BELABBES.R, BESSIERE.J-M

Etude botanique des graines de nigelle d'Algerie et analyse de leur huile essentielle,
E.P.P.O.S Rivista Italiana, N°30, Juin 2001, pp15-19.

39 –MAHRAN H., EL-ALFY T. S., HIFNY SABER A.

The analysis of the volatile oil of *Coriandrum sativum L.* cultivated in Egypt,
Bull. Fac. Pharma, Cairo Univ, 1967, 6, pp 157-169.

40 – KARLSEN J., CHINGOVA B., ZWETKOV R., BAERHEIN SVENDSEN A.

Studies of essential oil of the fruits of *coriandrum sativum L.*, by means of gas liquid
chromatography,
Pharm. Weekblad, 106, 1971, pp 293-300.

41 –GUPTA G. K., DHAR K. L., ATAL C. K.

Chemical constituents of *coriandrum sativum L.* seeds,
Indian perfumer, 1977, Vol. XXI, (2), pp 86-90.

42 –JUKNIVICIENE G., DAGYTE S. D., STANKEVICIENE

Biological properties and essential oils of some spice plants grown at the Kaunas botanical
garden. Plants, the seeds of which are used as spice materials.
Liet. YSR Mokslu Akad. Darb., Ser. C(3), 1977, pp 9-16.

43 –SITNOVA L. M., SIBIRTSEVA V. E., KARPOVA T. I.

Linalool oxid in coriander oil,
Malso-Zhir. Prom-st, 1978, 12, pp 24-25.

44 –RIJKE D. DE., TERHEIDE R., BOELEN H.

New compounds with small rings in essential oils,
Paper N°179, 8th International Congress of Essential oils, Cannes, 1980.

45 –FORMACEK K. & KBECZKA K. H.

Essential oils analysis by capillary chromatography and carbon-13 NMR spectroscopy,
Ed. J. Wiley & Sons, New York, 1982.

46 –HIRVI T., SALOVAARA I., OKSANEN H., HONKANEN E.

Volatile constituents of coriander fruit cultivated at different localities and isolated by
different methods, Progress in essential oil research,
Ed. E. J. Brunke, Berlin, 1986, pp 111-116.

- 47 –HALVA S., HIRVI S., MAKINEN S., HONKANEN E.**
Yield and glucosinolate of Mustard seeds and volatiles oils of Caraway seeds and Coriander fruit. Yield and volatiles oils of Coriander fruit,
J. Agric. Sci., 58, Finland, 1986, pp 169-172.
- 48 –LAMPARSKY D. & KLIMES I.**
Heterocyclique trace components in the essential oil of coriander,
Parfumer and Flavorist, Oct-Nov, 1988, Vol. 13.
- 49 –DOGAN A., BAYRAK A. , AKGL A.**
Studies on essential oil of the coriander seeds grown in Turkey,
Ankara Univ. Ziraat Fak\lt. Yilligi , 1986, pp 213-220.
- 50 –TERHEIDE R., DE VALOIS P. J., DE RIJKE D., BEDNARCZYK A. A.**
Acid and phenols in seven spice essential oils,
Papier présenté au meeting ACS, New York, Avril 1986, pp 13-18.
- 51 –GAYDOU E. M. & RANDRIAMIHAROSOA**
Gas chromatographic diastereomer separation of linalool derivatives. Application to the
determination of the enantiometric purity of linalool in essential oils,
J. Chromatg., 1987, 396, pp 378-381.
- 52 –LAWRENCE B. M.**
Progress in essential oils,
Perfumer and Flavorist, Juin-Juil, 1988, Vol. 13, pp 49-50.
- 53 –RUDMANN A. A. & ALDRICH J. R.**
Chirality determinations for a tertiary alcohol. Ratios of linalool enantiomers in insects and
plants, J. Chromatog., 1987, 407, pp 324-329.
- 54 –LAWRENCE B. M.**
Progress in essential oils,
Perfumer & Flavorist, , Jan-Fev, 1991, Vol 16, pp 49-51.
- 55 –PERINEAU F., GANOU L., BESSIERE J. M.**
Hydrodistillation du fruit de coriandre (*Coriandrum sativum L.*),
Parfum, cosmétiques, arômes, Avril-Mai 1991, pp 79-84.
- 56 –PRASAD R. B. N., NAGENDER Y., VENKOB RAO S.**
Phospholipids of palash, papaya, Jangli Babam, coriander and Carrot seeds,
JAOCS, Octobre 1987, Vol 64 (10), pp 1424-1427.
- 57 – POTTER T.L & FAGERSON I.S**
Composition of coriander leaf volatiles, American Chemical Society,
Journal of Agricultural Food Chemistry, 38, 1990, pp2054-2056.

58 –CESKA O., CHAUDHARY S. K., SMITH A., POUTTON G. A.

Coriandrin , a novel highly photoactive compound isolated from *Coriandrum sativum L.* ,
Phytochemistry, 1988, Vol 27 (7), pp 2083-2087.

59 –BABA K., XIAO Y. K., KOZAWA M.

Isocoumarins from *Coriandrum sativum L.*,
Phytochemistry, 1991, Vol 30 (12), pp 4143-4146.

60 –BANDORI A L.

Composition and quality of the essential oil of coriander (*Coriandrum sativum L.*) from
Argentina, Journal of essential oil, Sept-Oct 1998, pp 581-584.

61- TIZIANI BARATTA M. , H. J. DMIEN DORMAN and STANLEY G. DEANS

Chemical Composition, Antimicrobial and Antioxidative Activity of Laurel, Sage , Rosemary,
Oregano and Coriander Essential Oils,
Journal of essential oil, Nov / Dec 1998, pp 618-627.

62- BEN YOUSSEF.E-H, BEDDEK.N, BELABBES.R, BESIÈRE.J-M

Etude des extraits des graines de coriandre d'Algérie,
E.P.P.O.S, Rivista Italiana, N°27, Décembre 1999, pp 27-32.

63- BEN YOUSSEF.E-H, BEDDEK.N, BELABBES.R, BESIÈRE.J-M

Evolution des effets de certains paramètres opératoires de l'entraînement à la vapeur d'eau
des graines de coriandre sur le rendement en huile essentielle,
Edition Entropie, N°229, ETRPA 36 (229) 1-64, 2000, pp 115-23.

64- GABE M.

Techniques histologiques,
Ed. Masson &C^{ie}, 1968, pp 267-271.

65 –GERRIT BEVELANDER

Eléments d'histologie,
Malonie S. A. éditeur, 1973, p 1.

66 –VIGNON V.

Papier de la IV^{ème} conférence nationale N.T.S.C.P.,
Phamachim, Varna, 1982, pp 196-216.

67 –NAVES Y. R.

Parfums, cosmétiques, savons,
Ed. Masson Paris, 1966, pp 200-202.

68 –CARRE

Précis de technologie et de chimie industrielle, T3 : les industries des produits organiques,
Paris, 1939, p 388.

69 –RECHENBERG C. V.

Théorie der gewinnung und trennung der atherischen le durch distillation,
Miltitz Bei Leipzig Selbsverlag Von Shimmel et co, 1910 , pp 261-317.

70 –RICHARD H., MULTON J. L.

Les arômes alimentaires,
Tec & Doc Lavoisier, 1992, pp 216-256.

71 –Eyclopaedia Universalis,

Vol 19, Pris, 1982, p 710.

72 –ADRIAN J., FRANGNER R.

La science alimentaire de A à Z ,
Tec & Doc Lavoisier, 1986, p 135, 198.

73 –LANGERON M.

Précis de microscopie,
Masson & C^{IE}. Editeurs, 1942, p 385,404.

74 –GRAEME P., BERLYN / JEROME P. , MIKSCHÉ

Botanical microtechnique and cytochemistry,
The Iowa State University Press / Ames , Ioaw I, 1976, pp 49-53.

75 –MARTOJA R. et MARTOJA M-PIERSON.

Initiation aux techniques de l'histologie animale,
Ed. Masson & C^{IE}, 120 bd, St German, Paris VI⁰, 1967, pp 21-36.

76 -JEAN-PAUL GOULIA

Technique de L'ingénieur j 1022 Mars 1995.

77 –BENYOUSSEF EH.

Développement des procédés d'extraction des essences de coriandre et de nigelle. Etude de
leurs processus et applications,
Thèse de Doctorat d'Etat en génie chimique, ENP Alger, Juin 1999.

78 –ASPEN Technology, Inc.

User guide. ASPEN Technology Inc.. Cambredge, 1995.

79 - ASPEN Technology, Inc.

Reference manual. Vol 2. Physical proprty and models,
ASPEN Technology Inc.. Cambredge, 1995.

80- REID R-C., PRAUSNITZ J-M. & POLING B-E.

The properties of gases an liquids,
Ed. Mc Graw Hill (4^{ème}), New York, 1987, pp 427-638.

81- PERRY H. & CHILTON H.

Chemical engeneering,
Ed. Mc Graw Hill, sixième édition, chap 10, pp 46-47.

82- LEYBROS J. & PREMAUX P.

Extraction solide – liquide, II Techniques et appareillage,
Technique de l'ingénieur, J 2780, 1993, pp 4-20.

83- LUDWIG E.

Applied process design for chemical and petrochemical plants, tome 2,
Ed. Gufl, Houston, Janvier 1993, pp 159-176.

84- LEYBROS J. & PREMAUX P.

Extraction solide – liquide, I Aspects théoriques,
Technique de l'ingénieur, J 2780, 1993, pp 3-19.

85- TRAMBOUZE P., VAN LANDEGHEM H. & WAUQUIER J.P.

Les réacteurs chimiques : conception / calcul / mise en œuvre,
Ed. Technip, 1984, pp 458-589.

86- TRAMBOUZE P.

Les réacteurs chimiques , II Technologie, Technique de l'ingénieur, J 4020, 1993, p 25.

87- WUITHIER P.

Raffinage et Génie Chimique,
Ed. Technip, tome 2, 1972, p 1504.

88- TROUVAY & CAUVIN Ets.

Petroeum material manual,
Ed. Socodim, La Loupe (France), Janvier 1989, chap 1, pp 100-114.

89- NELSON W. L.

Petroleum Refinery Engineering,
Ed. Mc Graw Hill, quatrième édition, 1978, pp 271-274.

90- MARTIN G.R.

Pumps and NPSH : avoid problems and improve reliability, hydrocarbon processing, vol. 75,
n°5, Mai 1996, p 63.

91- LAPRY J.F.

Pompes centrifuges, hélico – centrifuges et axiales : cavitation,
Technique de l'ingénieur, B 4313, 1995, pp 1-5.

92- GOULDS PUMPS, INC

Goulds pumps manual : performance curves, section A,
Sixième édition, New York, 1995, p 23.

93- BINET P.

Chaudière électrique,
Technique de l'ingénieur, B 129, 1984, pp 2-4.

94- RIOU A. & DEPAUW J.P.

Chaudières, Différents types de chaudières industrielles,
Technique de l'ingénieur, B 1480, 1998, p 24.

95- PARISOT J.

Les chaudières,
Technique de l'ingénieur, B 1460, 1993, pp 5-8.

96- MONNERY M. & SVERCEK W.Y.

Successfully specify three phase separators,
Chemical engineering progress, Septembre 1994, pp29-30.

97- ENGINEERING STANDARDS

Process design : liquid – liquid,
Document interne B.R.C., vol 2, section 68.

98- CICILE J.C.

Distillation. Absorption, 3. Colonnes à plateaux : dimensionnement,
Technique de l'ingénieur, J 2623, 1998, pp 1-6.

99- MUTHERJEE R.

Description des échangeurs,
Technique de l'ingénieur, B 2341, 1998, pp 1-5.

100- COPIGNEAUX P.

Distillation. Absorption, 4. Colonnes garnies,
Technique de l'ingénieur, J 2626, 1998, p 13.

101- MUKHERJEE R.

Echangeurs de chaleur, description des échangeurs de chaleur,
Techniques de l'ingénieur, J2341,1995, pp 1-5.

102- LELEU R.

Evaporateur,
Techniques de l'ingénieur, J2320, 1995, pp8-10.

103- ENGINEERING STANDARDS

Process design : In tube condensation heat transfer,
Document interne B.R.C., Vol.3, Section 42.

104-LUDWIC E.

Applied process design for chemical and petrochemical plants, tome 3,
Ed. Gulf, Houston, Janvier 1983, pp 159-176.

105- LEENAERTS R.

Faisabilité des projets dans l'industrie des procédés,
Université catholique de Louvain.

106- CHAUVEL A., LEPRINCE P., RAIMBAULT C., ALLIE J.P.

Manuel d'évaluation économique des procédés avant projets en raffinage et pétrochimie,
Ed. Technip, 1976, Paris, pp5-75.

107- FOURNIS Y.

Les études du marché,
Ed. Dunod, 1974.

108- DOUANES ALGERIENNES

Statistiques des importations (document non publié).

109- AUSSET G. & MARGERIN J.

Choix des investissements,
Les éditions d'organisation, 1984.

110- DARNA .P

L'entreprise face à l'investissement,
Dunod économie, collection la vie de l'entreprise, 1969.

111- ROUGEAUX J.

Initiation aux études de rentabilité,
Imp, Danguy, 1^{ère} édition, Février, 1978.

112- BABUSIAUX D.

Décision d'investissement et calcul économique,
Editions Technip, 1990.

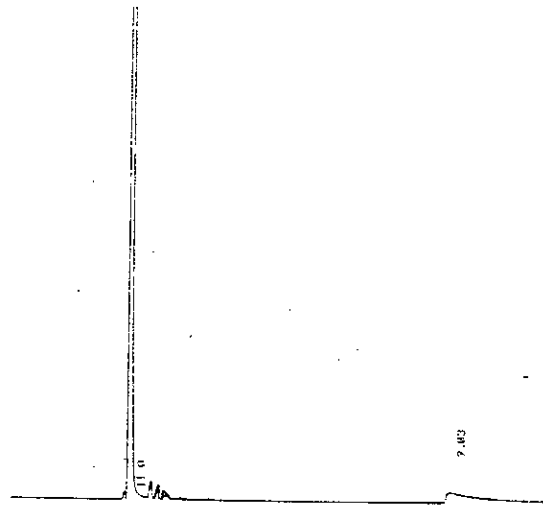
Internet

- <http://www.chauvre-info/hanf-info/prixwelsch.htm>

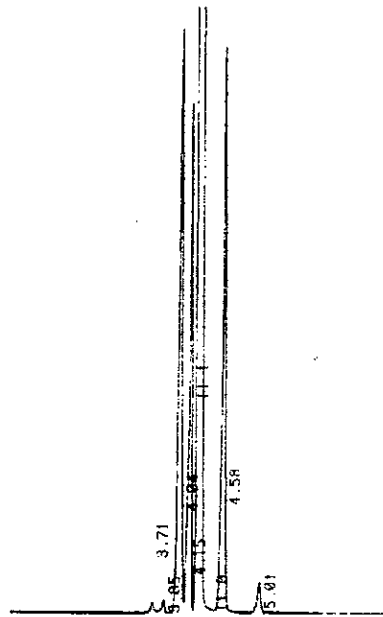
- www.google.com

ANNEXE

ANNEXE-II . N° 1



Chromatogramme A



Chromatogramme B

FIGURE-II. 1: Chromatogramme de la fraction volatile de l'extrait obtenu par épuisement des graines de nigelle dans le D.M.S.O

A: Avant hydrolyse

B: Après hydrolyse

ANNEXE-II. N°2

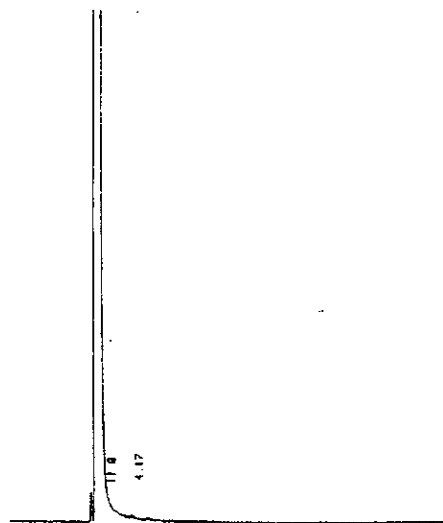


FIGURE-II.2 : Chromatogramme de la fraction volatile de l'extrait obtenu par épuisement des graines de nigelle dans l'hexane

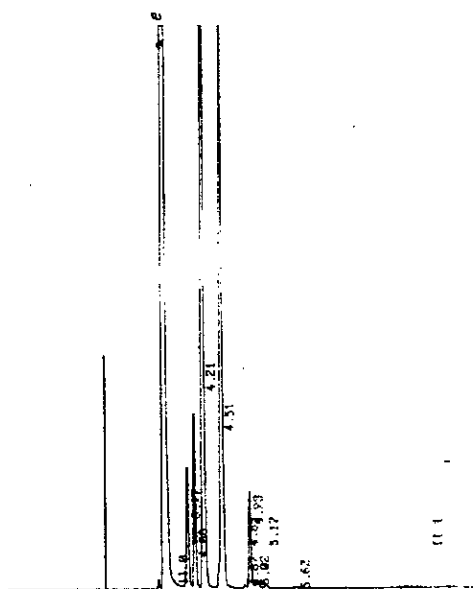
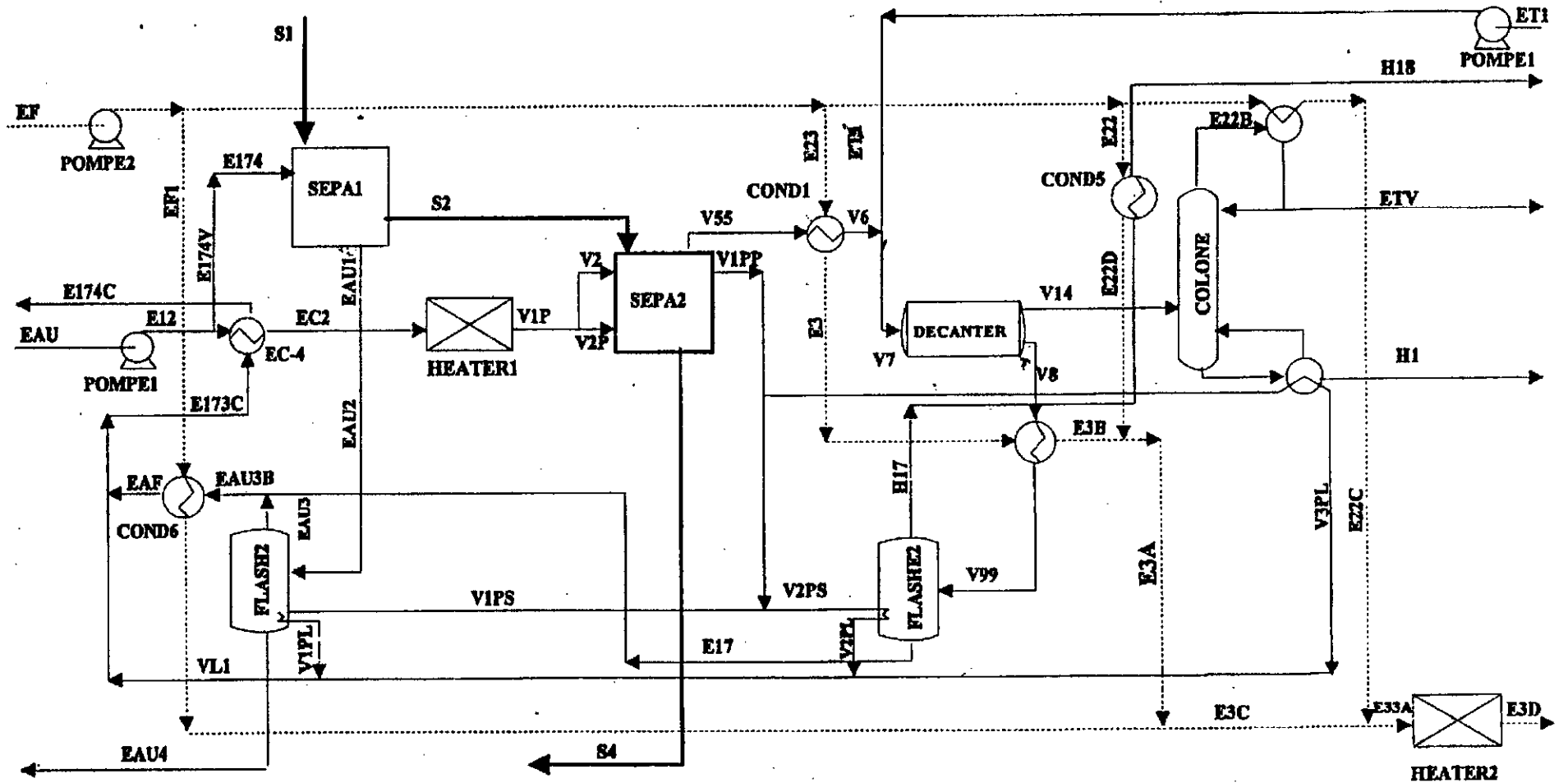


FIGURE-II.3 : Chromatogramme de l'huile essentielle, obtenue par hydrodistillation des graines de nigelle, préalablement épuisées dans l'hexane

ANNEXE-III. N°1



REPRESENTATION DE L'UNITE EN BLOCS D'OPERATIONS UNITAIRES

ANNEXE-III. N°2

SIMULATION SUR ASPEN PLUS (INPUT)

SIMULATE INTERACTIVE= YES

TITLE 'PROJET'

IN-UNITS TEMP='K' MASS-FLOW='KG/HR' ENTHALPY-FLOW='KCAL/HR'

OUT-UNITS MET MASS-ENTHALPY='KCAL/KG' ENTHALPY-FLOW='KCAL/HR' &
PRES='BAR' TEMP='C'

DATABANKS DIPPRPCD / ASPENPCD

PROP-SOURCES DIPPRPCD / ASPENPCD

;DATABANKS DIPPRPCD / ASPENPCD

;PROP-SOURCES DIPPRPCD / ASPENPCD

COMPONENTS LINALOL / DODECANE C12H26 / HUMULENE C15H24 /
OCTANAL C8H16O-E1 / ACIDE-M C14H28O2 / CAMPHRE C10H16O /
H2O H2O / ACETATE-G C12H18O2 / PENTANE C5H12-1 / GRAIN

STRUCTURES

STRUCTURES LINALOL C1 C3 S / C2 C3 S / C3 C4 D / C4 C5 S /
C5 C6 S / C6 C7 S / O11 C7 S / C7 C8 S /
C8 C9 S / C9 C10 D

PROPERTIES SYSOP3 SOLU-WATER=2 FREE-WATER=SYSOP12

ESTIMATE

PL LINALOL RIEDEL

NC-COMPS GRAIN GENANAL

NC-PROPS GRAIN ENTHALPY ENTHGEN / DENSITY DNSTYGEN

PROP-DATA

PROP-LIST HCGEN / DENGEN

PVAL GRAIN 1000 0 0 0 / 0.474 0 0 0

PROP-DATA

PROP-LIST MW / GRAV

PVAL LINALOL 154.24 / 0.868

PROP-REPLACE

MODEL ESSTEAM0

FLOWSHEET TRAITER1

BLOCK C9 IN = EAU1 OUT = EAU1V
BLOCK DIV1 IN = E1 OUT = E174V E12
BLOCK FLASHE1 IN = EAU1V OUT = EAU3 EAU4 Q6
BLOCK HEATER1 IN = EC2 OUT = VIP Q3
BLOCK POMPE1 IN = EAU OUT = E1
BLOCK EC-4 IN = E173C E12 OUT = E174C EC2
BLOCK M2 IN = EAU3 E17 OUT = EAU3B
BLOCK COND6 IN = EAU3B EF1 OUT = EAF EF3
BLOCK M8 IN = V1L EAF OUT = E173C

FLWSHEET TRAITER

BLOCK C6 IN = E174V OUT = E174
BLOCK C8 IN = V1P OUT = V1SP
BLOCK DIV2 IN = V1SP OUT = V2 V2P
BLOCK SEPA1 IN = E174 S1 OUT = EAU1A S2
BLOCK VANN1 IN = EAU1A OUT = EAU1
BLOCK SEPA2 IN = V2 V2P S2 OUT = V5 V1PP S4

FLWSHEET TRAITER2

BLOCK C1 IN = V5 OUT = V55
BLOCK C2 IN = V1PP OUT = V1S
BLOCK PIPE IN = V1S OUT = V2S
BLOCK DIV9 IN = V2S OUT = V1PS V2PS V3PS
BLOCK E7 IN = V1PS OUT = V1PL Q7
BLOCK E8 IN = V2PS OUT = V2PL Q8
BLOCK E9 IN = V3PS OUT = V3PL Q9
BLOCK M10 IN = V1PL V2PL V3PL OUT = V1L
BLOCK COND1 IN = V55 E23 OUT = V6 E3
BLOCK POMPE3 IN = ET1 OUT = ET
BLOCK M3 IN = ET V6 OUT = V7
BLOCK DECANTER IN = V7 OUT = V8 V14

FLWSHEET TRAITER4

BLOCK FLASHE2 IN = V99 OUT = H17 E17 Q5
BLOCK COLONNE IN = V14 OUT = ETV H1
BLOCK COND5 IN = H17 E22 OUT = H18 E22D
BLOCK M5 IN = E3C E22C OUT = E33A
BLOCK EC-1 IN = E3 V8 OUT = E3B V99
BLOCK HEATER2 IN = E33A OUT = E3D Q
BLOCK POMPE2 IN = EF OUT = EF5
BLOCK DIV6 IN = EF5 OUT = EF1 E2
BLOCK DIV7 IN = E2 OUT = E23 E22A
BLOCK DIV8 IN = E22A OUT = E22 E22B
BLOCK M6 IN = E3A EF3 OUT = E3C
BLOCK C IN = E22B OUT = E22C Q10
BLOCK M9 IN = E3B E22D OUT = E3A

DEF-STREAM-CLASS MIXNCPSD MIXED NCPSD

DEF-STREAMS CONVEN TRAITER1
DEF-STREAMS MIXNCPSD TRAITER
DEF-STREAMS CONVEN TRAITER2
DEF-STREAMS HEAT Q Q3 Q5 Q6 Q7 Q8 Q9 Q10

DEF-SUBS-ATTR PSD PSD
IN-UNITS SI LENGTH=MU
INTERVALS 2
SIZE-LIMITS 3000 / 4000 / 5000

STREAM S1

SUBSTREAM MIXED TEMP=30[C] PRES=1[ATM] MASS-FLOW=0.35

MASS-FRAC LINALOL 88.990D-2 / DODECANE 0.587D-2 / OCTANAL 3.390D-2 /
HUMULENE 0.875D-2 / ACIDE-M 2.703D-2 / ACETATE-G 3.455D-2

SUBSTREAM NCPSD TEMP=30[C] PRES=1[ATM]

MASS-FLOW GRAIN 100

SUBS-ATTR PSD (0.5 0.5)

COMP-ATTR GRAIN GENANAL (100 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0 0)

STREAM EAU TEMP=333.15 PRES =1 [ATM]

MASS-FLOW H2O 475.5

STREAM ET1 TEMP = 298.15 PRES = 1[ATM] NPHASE=1 PHASE=L

MASS-FLOW PENTANE 10

STREAM EF TEMP = 293.15 PRES = 1[ATM]

MASS-FLOW H2O 5300

BLOCK M5 MIXER

BLOCK M6 MIXER

BLOCK M8 MIXER

BLOCK SEPA1 SEP

FRAC STREAM=EAU1A COMPS=H2O FRACS=0.75

FRAC STREAM=S2 COMPS=H2O FRACS=0.25

FLASH-SPECS EAU1A PRES=1[ATM] TEMP=323.15 NPHASE=1 PHASE=L

BLOCK VANNI HEATER

PARAM PRES=1.5[BAR] TEMP=323.15

BLOCK POMPE1 PUMP

PARAM PRES=2[BAR]

BLOCK POMPE2 PUMP

PARAM PRES=2[BAR]

BLOCK POMPE3 PUMP

PARAM PRES=2[BAR]

BLOCK HEATER1 HEATER

PARAM PRES=2[BAR] TEMP=395.15

BLOCK E7 HEATER

PARAM TEMP=393.15

BLOCK E8 HEATER

PARAM TEMP=393.15

BLOCK E9 HEATER

PARAM TEMP=393.15

BLOCK M10 MIXER

BLOCK-OPTIONS FREE-WATER=YES

BLOCK DIV2 FSPLIT
MASS-FLOW V2 98

BLOCK DIV6 FSPLIT
MASS-FLOW EF1 3000

BLOCK DIV7 FSPLIT
MASS-FLOW E23 2000

BLOCK DIV8 FSPLIT
MASS-FLOW E22B 100

BLOCK DIV1 FSPLIT
PARAM NPHASE=1 PHASE=L
MASS-FLOW E174V 200

BLOCK DIV9 FSPLIT
MASS-FLOW V1PS 150 / V2PS 22.5 / V3PS 5

BLOCK PIPE HEATER
PARAM VFRAC=1 PRES=1.95[BAR]

BLOCK SEPA2 SEP
MASS-FLOW STREAM=V5 SUBSTREAM=MIXED COMPS=H2O FLOWS=98
MASS-FLOW STREAM=V1PP SUBSTREAM=MIXED COMPS=H2O FLOWS=177.5
FRAC STREAM=V5 COMPS=LINALOL DODECANE OCTANAL HUMULENE &
ACIDE-M ACETATE-G CAMPHRE &
FRACS= 0.806 0.806 0.806 0.806 0.806 0.806 0.806
FRAC STREAM=S4 SUBSTREAM=NCPSD COMPS=GRAIN FRACS=1
FLASH-SPECS V5 PRES=1.95[BAR] TEMP=393.15

FLASH-SPECS V1PP PRES=2[BAR] TEMP=395.15 NPHASE=1 PHASE=V

BLOCK-OPTIONS FREE-WATER=YES

BLOCK C1 CLCHNG

BLOCK C2 CLCHNG

BLOCK C6 CLCHNG

BLOCK C8 CLCHNG

BLOCK C9 CLCHNG

BLOCK COND1 HEATX
PARAM T-HOT=298.15
FEEDS HOT=V55 COLD=E23
PRODUCTS HOT=V6 COLD=E3
HOT-HCURVE
COLD-HCURVE
FLASH-SPECS V6 FREE-WATER=YES

BLOCK COND6 HEATX
PARAM T-HOT=303.15
FEEDS HOT = EAU3B COLD=EF1

PRODUCTS HOT = EAF COLD=EF3
HOT-HCURVE
COLD-HCURVE
FLASH-SPECS EAF FREE-WATER=YES

BLOCK EC-1 HEATX

PARAM T-COLD=313.15
FEEDS HOT=E3 COLD=V8
PRODUCTS HOT=E3B COLD=V99

BLOCK HEATER2 HEATER

PARAM TEMP=22[C] PRES=1[ATM]

BLOCK C HEATER

PARAM DUTY=2200

BLOCK M6 MIXER

BLOCK M2 MIXER

BLOCK DECANter DECANter

PARAM PRES=0 TEMP=298.1555 L2-COMPS=H2O
SEP-EFF LINALOL 1D-8 / H2O 1D-8

BLOCK FLASHE2 FLASH2

PARAM VFRAC=0.05

BLOCK FLASHE1 FLASH2

PARAM VFRAC=0.8

BLOCK COND5 HEATX

PARAM T-HOT=303.15
FEEDS HOT=H17 COLD=E22
PRODUCTS HOT=H18 COLD=E22D
HOT-HCURVE
COLD-HCURVE
FLASH-SPECS H18 FREE-WATER=YES

BLOCK EC-4 HEATX

PARAM T-HOT=343.15 PRES-COLD=-4D-3[BAR]
FEEDS HOT=E173C COLD=E12
PRODUCTS HOT=E174C COLD=EC2
HOT-HCURVE
COLD-HCURVE

BLOCK M3 MIXER

PARAM NPHASE=1 PHASE=L

BLOCK-OPTIONS FREE-WATER=YES

BLOCK M9 MIXER

BLOCK COLONNE RADFRAC

PARAM NSTAGE=5 ALGORITHM=SUM-RATES

FEEDS V143

PRODUCTS ETV 1 L / H1 5 L

P-SPEC 1 1[ATM] / 5 1[ATM]

SC-REFLUX TEMP=298.15

COL-SPECS MOLE-RDV=0 MASS-D=6 MOLE-RR=1.5

VARY 1 MASS-D 5 10 0.5

;VARY 2 MOLE-RR 1 10 1

;SPEC 1 MOLE-RECOV 0.999 STREAMS=H1 COMPS=LINALOL

SPEC 1 MOLE-RECOV 0.995 STREAMS=ETV COMPS=PENTANE

TRAY-REPORT TRAY-OPTION=ALL-TRAYS PROPERTIES=TRAYPROP SET8 SET9 &
SET10 SET11 SET12

PLOT 1 TEMP LRATE VRATE

REB-HCURVE

PROP-SET TRAYPROP SIGMAMX PHASE=L TEMP=* 326.5 423.15

PROP-SET SET8 RHOMX PHASE=L V UNITS='KG/CUM' TEMP=* 423.15

PROP-SET SET9 MUMX PHASE=L V TEMP=* 326.5 423.15

PROP-SET SET10 MASSFLMX PHASE=L V UNITS='LB/HR'

PROP-SET SET11 CPMX UNITS='KCAL/GM-K' PHASE=V L TEMP=* 423.15 303.71

PROP-SET SET12 KMX PHASE=V L TEMP=* 423.15

ANNEXE-III. N°3

RESULTATS DE LA SIMULATION (OUTPUT), unité de 100 Kg/h (pentane)

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	MIXNCPSD	MIXNCPSD	MIXNCPSD	MIXNCPSD
TOTAL STREAM:					
KG/HR	200.0000	150.0000	150.0000	100.3379	150.3379
KCAL/HR	-7.5788+05	-5.7015+05	-5.7015+05	4.9986+05	3.1556+05
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED
COMPONENTS: KMOL/HR					
LINALOL	0.0	0.0	0.0	2.0194-03	2.0194-03
DODECANE	0.0	0.0	0.0	1.2061-05	1.2061-05
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	1.4986-05	1.4986-05
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	9.2540-05	9.2540-05
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	4.1425-05	4.1425-05
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	11.1016	8.3262	8.3262	0.0	2.7754
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	11.1016	8.3262	8.3262	2.1804-03	2.7776
KG/HR	200.0000	150.0000	150.0000	0.3379	50.3379
L/MIN	4.5308	3.3711	3.3711	7.8003-03	1.7931
STATE VARIABLES:					
TEMP C	60.0739	50.0000	50.0000	30.0000	30.0686
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	-3789.3692	-3800.9595	-3800.9712	-437.8213	-3800.3324
KCAL/HR	-7.5788+05	-5.7015+05	-5.7015+05	-147.9452	-1.9130+05
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-38.5039	-39.1393	-39.1390	-237.1001	-40.5803
CAL/GM-K	-2.1372	-2.1725	-2.1725	-1.5299	-2.2391
DENSITY:					
MOL/CC	4.0837-02	4.1165-02	4.1164-02	4.6587-03	2.5816-02
GM/CC	0.7356	0.7415	0.7415	0.7220	0.4678
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	154.9774	18.1227

S4 V1PP V1SP V2 V2P

```

-----
STREAM ID      S4      V1PP    V1SP    V2      V2P
FROM :        SEPA2  SEPA2   C8      DIV2    DIV2
TO :          ----  C2     DIV2    SEPA2   SEPA2
CLASS:        MIXNCPSD MIXNCPSD MIXNCPSD MIXNCPSD MIXNCPSD
TOTAL STREAM:
  KG/HR       150.0655 177.5000 275.5000 98.0000 177.5000
  KCAL/HR     3.3405+05 -5.6165+05 -1.0242+06 -3.6432+05 -6.5987+05
SUBSTREAM: MIXED
PHASE:        LIQUID  VAPOR   LIQUID  LIQUID  LIQUID
COMPONENTS: KMOL/HR
  LINALOL     3.9175-04 0.0      0.0     0.0     0.0
  DODECANE    2.3399-06 0.0      0.0     0.0     0.0
  HUMULENE    2.9073-06 0.0      0.0     0.0     0.0
  OCTANAL     1.7953-05 0.0      0.0     0.0     0.0
  ACIDE-M     8.0365-06 0.0      0.0     0.0     0.0
  CAMPHRE     0.0      0.0     0.0     0.0     0.0
  H2O         2.7754   9.8527  15.2925  5.4398  9.8527
  ACETATE-    0.0      0.0     0.0     0.0     0.0
  PENTANE     0.0      0.0     0.0     0.0     0.0
TOTAL FLOW:
  KMOL/HR     2.7758   9.8527  15.2925  5.4398  9.8527
  KG/HR       50.0655 177.5000 275.5000 98.0000 177.5000
  L/MIN       0.8384 2658.8285 6.6141  2.3527  4.2613
STATE VARIABLES:
  TEMP C      30.2328 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
ENTHALPY:
  CAL/MOL     -6.8174+04 -5.7003+04 -6.6973+04 -6.6973+04 -6.6973+04
  KCAL/KG     -3779.8294 -3164.1644 -3717.5475 -3717.5475 -3717.5475
  KCAL/HR     -1.8924+05 -5.6165+05 -1.0242+06 -3.6432+05 -6.5987+05
ENTROPY:
  CAL/MOL-K   -38.6835 -9.7184 -34.9436 -34.9436 -34.9436
  CAL/GM-K    -2.1447 -0.5394 -1.9396 -1.9396 -1.9396
DENSITY:
  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 18.0152

```

V5

-

STREAM ID V5
FROM : SEPA2
TO : C1
CLASS: MIXNCPSD
TOTAL STREAM:
KG/HR 98.2723
KCAL/HR -3.1026+05
SUBSTREAM: MIXED
PHASE: VAPOR
COMPONENTS: KMOL/HR
LINALOL 1.6276-03
DODECANE 9.7214-06
HUMULENE 1.2079-05
OCTANAL 7.4587-05
ACIDE-M 3.3389-05
CAMPHRE 0.0
H2O 5.4398
ACETATE- 0.0
PENTANE 0.0
TOTAL FLOW:
KMOL/HR 5.4415
KG/HR 98.2723
L/MIN 1498.6863
STATE VARIABLES:
TEMP C 120.0000
PRES BAR 1.9500
VFRAC 1.0000
LFRAC 0.0
SFRAC 0.0
ENTHALPY:
CAL/MOL -5.7015+04
KCAL/KG -3157.0484
KCAL/HR -3.1026+05
ENTROPY:
CAL/MOL-K -9.7592
CAL/GM-K -0.5403
DENSITY:
MOL/CC 6.0515-05
GM/CC 1.0929-03
AVG MW 18.0595

E1 E12 E17 E173C E174C

 STREAM ID E1 E12 E17 E173C E174C
 FROM : POMPE1 DIV1 FLASHE2 M8 EC-4
 TO : DIV1 EC-4 M2 EC-4 ----

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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	26.3942	15.2925	5.1678	21.6815	21.6815
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	26.3942	15.2925	5.1678	21.6815	21.6815
KG/HR	475.5000	275.5000	93.1000	390.6000	390.6000
L/MIN	10.7721	6.2412	2.2296	9.0799	8.9220

STATE VARIABLES:

TEMP C	60.0739	60.0739	119.7232	89.7971	70.0000
PRES BAR	2.0000	2.0000	1.9500	1.5000	1.5000
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8267+04	-6.8267+04	-6.7021+04	-6.7649+04	-6.8061+04
KCAL/KG	-3789.3692	-3789.3692	-3720.2244	-3755.1068	-3777.9596
KCAL/HR	-1.8019+06	-1.0440+06	-3.4636+05	-1.4668+06	-1.4757+06

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.5039	-38.5039	-35.0659	-36.7288	-37.8952
CAL/GM-K	-2.1372	-2.1372	-1.9464	-2.0387	-2.1035

DENSITY:

MOL/CC	4.0837-02	4.0837-02	3.8630-02	3.9798-02	4.0502-02
GM/CC	0.7356	0.7356	0.6959	0.7169	0.7296
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

E174V E2 E22 E22A E22B

STREAM ID E174V E2 E22 E22A E22B
FROM : DIV1 DIV6 DIV8 DIV7 DIV8
TO : C6 DIV7 COND5 DIV8 C

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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	11.1016	127.6694	11.1016	16.6525	5.5508
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	11.1016	127.6694	11.1016	16.6525	5.5508
KG/HR	200.0000	2300.0000	200.0000	300.0000	100.0000
L/MIN	4.5308	50.5726	4.3976	6.5964	2.1988

STATE VARIABLES:

TEMP C	60.0739	20.0521	20.0521	20.0521	20.0521
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8267+04	-6.9095+04	-6.9095+04	-6.9095+04	-6.9095+04
KCAL/KG	-3789.3692	-3835.3775	-3835.3775	-3835.3775	-3835.3775
KCAL/HR	-7.5788+05	-8.8215+06	-7.6709+05	-1.1506+06	-3.8354+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.5039	-41.1538	-41.1538	-41.1538	-41.1538
CAL/GM-K	-2.1372	-2.2843	-2.2843	-2.2843	-2.2843

DENSITY:

MOL/CC	4.0837-02	4.2075-02	4.2075-02	4.2075-02	4.2075-02
GM/CC	0.7356	0.7579	0.7579	0.7579	0.7579
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

E22C E22D E23 E3 E33A

 STREAM ID E22C E22D E23 E3 E33A
 FROM: C COND5 DIV7 COND1 M5
 TO : M5 M9 COND1 EC-1 HEATER2

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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	5.5508	11.1016	111.0168	111.0168	294.1947
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	5.5508	11.1016	111.0168	111.0168	294.1947
KG/HR	100.0000	200.0000	2000.0000	2000.0000	5300.0000
L/MIN	2.2290	4.4386	43.9762	44.8328	118.5475

STATE VARIABLES:

TEMP C	39.1808	33.2397	20.0521	46.6799	43.8072
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8699+04	-6.8822+04	-6.9095+04	-6.8544+04	-6.8603+04
KCAL/KG	-3813.3778	-3820.2058	-3835.3775	-3804.7619	-3808.0623
KCAL/HR	-3.8134+05	-7.6405+05	-7.6709+06	-7.6096+06	-2.0183+07

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-39.8443	-40.2420	-41.1538	-39.3532	-39.5400
CAL/GM-K	-2.2117	-2.2337	-2.2843	-2.1844	-2.1948

DENSITY:

MOL/CC	4.1505-02	4.1686-02	4.2075-02	4.1271-02	4.1361-02
GM/CC	0.7477	0.7509	0.7579	0.7435	0.7451
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

E3A E3B E3C E3D EAF

 STREAM ID E3A E3B E3C E3D EAF
 FROM : M9 EC-1 M6 HEATER2 COND6
 TO : M6 M9 M5 ---- M8

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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	122.1185	111.0168	288.6438	294.1947	11.8288
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	122.1185	111.0168	288.6438	294.1947	11.8288
KG/HR	2200.0000	2000.0000	5200.0000	5300.0000	213.1000
L/MIN	49.2450	44.8076	116.3186	116.6949	3.5667

STATE VARIABLES:

TEMP C	44.7895	45.9447	43.8962	22.0000	30.0000
PRES BAR	2.0000	2.0000	2.0000	1.0132	1.5000
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8583+04	-6.8559+04	-6.8601+04	-6.9055+04	-6.8178+04
KCAL/KG	-3806.9338	-3805.6066	-3807.9601	-3833.1595	-3784.4326
KCAL/HR	-8.3754+06	-7.6113+06	-1.9802+07	-2.0316+07	-8.0647+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-39.4759	-39.4009	-39.5342	-41.0161	-38.6673
CAL/GM-K	-2.1912	-2.1870	-2.1944	-2.2767	-2.1463

DENSITY:

MOL/CC	4.1330-02	4.1294-02	4.1358-02	4.2018-02	5.5274-02
GM/CC	0.7445	0.7439	0.7450	0.7569	0.9957
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

EAU EAU1V EAU3 EAU3B EAU4

STREAM ID EAU EAU1V EAU3 EAU3B EAU4
FROM : --- C9 FLASHE1 M2 FLASHE1
TO : POMPE1 FLASHE1 M2 COND6 ---

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID VAPOR MIXED LIQUID
COMPONENTS: KMOL/HR

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	26.3942	8.3262	6.6610	11.8288	1.6652
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	26.3942	8.3262	6.6610	11.8288	1.6652
KG/HR	475.5000	150.0000	120.0000	213.1000	30.0000
L/MIN	10.7717	3.3711	2352.0393	2378.0940	0.7137

STATE VARIABLES:

TEMP C	60.0000	50.0000	113.4835	113.4834	113.4835
PRES BAR	1.0132	1.5000	1.5000	1.5000	1.5000
VFRAC	0.0	0.0	1.0000	0.5688	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	0.0	0.4311	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8268+04	-6.8475+04	-5.7066+04	-6.1415+04	-6.7153+04
KCAL/KG	-3789.4776	-3800.9595	-3167.6257	-3409.0473	-3727.5483
KCAL/HR	-1.8019+06	-5.7015+05	-3.8012+05	-7.2648+05	-1.1183+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.5080	-39.1393	-9.3140	-20.5631	-35.4037
CAL/GM-K	-2.1375	-2.1725	-0.5170	-1.1414	-1.9652

DENSITY:

MOL/CC	4.0839-02	4.1165-02	4.7200-05	8.2901-05	3.8884-02
GM/CC	0.7357	0.7415	8.5033-04	1.4935-03	0.7005
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

EC2 EF EF1 EF3 EF5

STREAM ID EC2 EF EF1 EF3 EF5
FROM: EC-4 --- DIV6 COND6 POMPE2
TO : HEATER1 POMPE2 COND6 M6 DIV6

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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	15.2925	294.1947	166.5253	166.5253	294.1947
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	15.2925	294.1947	166.5253	166.5253	294.1947
KG/HR	275.5000	5300.0000	3000.0000	3000.0000	5300.0000
L/MIN	6.3946	116.5344	65.9643	67.0737	116.5369

STATE VARIABLES:

TEMP C	88.1789	20.0000	20.0521	43.2412	20.0521
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.7683+04	-6.9097+04	-6.9095+04	-6.8615+04	-6.9095+04
KCAL/KG	-3756.9688	-3835.4625	-3835.3775	-3808.7126	-3835.3775
KCAL/HR	-1.0351+06	-2.0328+07	-1.1506+07	-1.1426+07	-2.0328+07

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-36.8222	-41.1571	-41.1538	-39.5770	-41.1538
CAL/GM-K	-2.0439	-2.2845	-2.2843	-2.1968	-2.2843

DENSITY:

MOL/CC	3.9858-02	4.2076-02	4.2075-02	4.1379-02	4.2075-02
GM/CC	0.7180	0.7580	0.7579	0.7454	0.7579
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

ET ET1 ETV H1 H17

STREAM ID ET ET1 ETV H1 H17
FROM : POMPE3 --- COLONNE COLONNE FLASHE2
TO : M3 POMPE3 --- --- COND5

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID VAPOR

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	0.0	0.0	2.0014-12	1.6275-03	6.2644-08
DODECANE	0.0	0.0	1.4445-12	9.7214-06	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	1.7479-15	1.2079-05	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	5.5318-10	7.4587-05	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	3.1290-19	3.3389-05	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	0.0	0.0	0.0	0.0	0.2719
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.1386	0.1386	0.1379	6.9300-04	1.5222-09

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	0.1386	0.1386	0.1379	2.4503-03	0.2719
KG/HR	10.0000	10.0000	9.9500	0.3223	4.9000
L/MIN	0.2939	0.2939	0.2925	7.9009-03	74.8570

STATE VARIABLES:

TEMP C	25.2170	25.0000	25.0000	71.2231	119.7232
PRES BAR	2.0000	1.0132	1.0132	1.0132	1.9500
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-4.1480+04	-4.1490+04	-4.1490+04	-5.7338+04	-5.7021+04
KCAL/KG	-574.9125	-575.0531	-575.0531	-435.8567	-3165.1617
KCAL/HR	-5749.2083	-5750.6144	-5721.8635	-140.4977	-1.5510+04

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-131.2691	-131.2931	-131.2931	-196.6986	-9.7148
CAL/GM-K	-1.8193	-1.8197	-1.8197	-1.4952	-0.5392

DENSITY:

MOL/CC	7.8573-03	7.8575-03	7.8575-03	5.1689-03	6.0558-05
GM/CC	0.5669	0.5669	0.5669	0.6799	1.0910-03
AVG MW	72.1502	72.1502	72.1502	131.5522	18.0153

H18 V14 V1L VIP VIPL

 STREAM ID H18 V14 V1L VIP VIPL
 FROM : COND5 DECANTER M10 HEATER1 E7
 TO : --- COLONNE M8 C8 M10

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID
 COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	6.2644-08	1.6275-03	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	9.7214-06	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	1.2079-05	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	7.4587-05	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	3.3389-05	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	0.2719	0.0	9.8527	15.2925	8.3262
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	1.5222-09	0.1386	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	0.2719	0.1403	9.8527	15.2925	8.3262
KG/HR	4.9000	10.2723	177.5000	275.5000	150.0000
L/MIN	8.2011-02	0.2994	3.0751	6.6141	3.5934

STATE VARIABLES:

TEMP C	30.0000	25.0055	94.6071	122.0000	120.0000
PRES BAR	1.9500	1.9500	1.9500	2.0000	1.9500
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8177+04	-4.1820+04	-6.7015+04	-6.6973+04	-6.7015+04
KCAL/KG	-3784.4161	-571.4151	-3719.8993	-3717.5475	-3719.8993
KCAL/HR	-1.8544+04	-5869.8598	-6.6029+05	-1.0242+06	-5.5799+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.6675	-132.5143	-35.1919	-34.9436	-35.0510
CAL/GM-K	-2.1463	-1.8106	-1.9534	-1.9396	-1.9456

DENSITY:

MOL/CC	5.5275-02	7.8118-03	5.3400-02	3.8535-02	3.8618-02
GM/CC	0.9958	0.5717	0.9620	0.6942	0.6957
AVG MW	18.0153	73.1873	18.0152	18.0152	18.0152

V1PS V1S V2PL V2PS V2S

 STREAM ID V1PS V1S V2PL V2PS V2S
 FROM : DIV9 C2 E8 DIV9 PIPE
 TO : E7 PIPE M10 E8 DIV9

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: VAPOR VAPOR LIQUID VAPOR VAPOR
 COMPONENTS: KMOL/HR

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	8.3262	9.8527	1.2489	1.2489	9.8527
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	8.3262	9.8527	1.2489	1.2489	9.8527
KG/HR	150.0000	177.5000	22.5000	22.5000	177.5000
L/MIN	2301.0580	2658.8285	0.5390	345.1587	2722.9186

STATE VARIABLES:

TEMP C	121.2912	122.0000	120.0000	121.2912	121.2912
PRES BAR	1.9500	2.0000	1.9500	1.9500	1.9500
VFRAC	1.0000	1.0000	0.0	1.0000	1.0000
LFRAC	0.0	0.0	1.0000	0.0	0.0
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-5.7008+04	-5.7003+04	-6.7015+04	-5.7008+04	-5.7008+04
KCAL/KG	-3164.4463	-3164.1644	-3719.8993	-3164.4463	-3164.4463
KCAL/HR	-4.7467+05	-5.6165+05	-8.3699+04	-7.1201+04	-5.6170+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-9.6817	-9.7184	-35.0510	-9.6817	-9.6817
CAL/GM-K	-0.5374	-0.5394	-1.9456	-0.5374	-0.5374

DENSITY:

MOL/CC	6.0308-05	6.1761-05	3.8618-02	6.0308-05	6.0308-05
GM/CC	1.0865-03	1.1126-03	0.6957	1.0865-03	1.0865-03
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

V3PL V3PS V55 V6 V7

STREAM ID V3PL V3PS V55 V6 V7
FROM : E9 DIV9 C1 CONDI M3
TO : M10 E9 CONDI M3 DECANter

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID VAPOR VAPOR LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	0.0	0.0	1.6276-03	1.6276-03	1.6276-03
DODECANE	0.0	0.0	9.7214-06	9.7214-06	9.7214-06
HUMULENE	0.0	0.0	1.2079-05	1.2079-05	1.2079-05
OCTANAL	0.0	0.0	7.4587-05	7.4587-05	7.4587-05
ACIDE-M	0.0	0.0	3.3389-05	3.3389-05	3.3389-05
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	0.2775	0.2775	5.4398	5.4398	5.4398
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1386

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	0.2775	0.2775	5.4415	5.4415	5.5801
KG/HR	5.0000	5.0000	98.2723	98.2723	108.2723
L/MIN	0.1197	76.7019	1498.6863	1.6441	1.9373

STATE VARIABLES:

TEMP C	120.0000	121.2912	120.0000	25.0000	25.0043
PRES BAR	1.9500	1.9500	1.9500	1.9500	1.9500
VFRAC	0.0	1.0000	1.0000	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	0.0	0.0	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.7015+04	-5.7008+04	-5.7015+04	-6.8267+04	-6.7602+04
KCAL/KG	-3719.8993	-3164.4463	-3157.0484	-3780.1248	-3484.0924
KCAL/HR	-1.8600+04	-1.5822+04	-3.1026+05	-3.7149+05	-3.7724+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-35.0510	-9.6817	-9.7592	-39.0305	-41.3185
CAL/GM-K	-1.9456	-0.5374	-0.5403	-2.1612	-2.1294

DENSITY:

MOL/CC	3.8618-02	6.0308-05	6.0515-05	5.5160-02	4.8005-02
GM/CC	0.6957	1.0865-03	1.0929-03	0.9961	0.9314
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0595	18.0595	19.4030

V8 V99

STREAM ID V8 V99
FROM : DECANter EC-1
TO : EC-1 FLASHE2

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	6.2646-08	6.2646-08
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	5.4398	5.4398
ACETATE-	0.0	0.0
PENTANE	1.5222-09	1.5222-09

TOTAL FLOW:

KMOL/HR 5.4398 5.4398
KG/HR 98.0000 98.0000
L/MIN 2.1622 2.1857

STATE VARIABLES:

TEMP C 25.0055 40.0000
PRES BAR 1.9500 1.9500
VFRAC 0.0 0.0
LFRAC 1.0000 1.0000
SFRAC 0.0 0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL -6.8993+04 -6.8682+04
KCAL/KG -3829.6764 -3812.4375
KCAL/HR -3.7531+05 -3.7362+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K -40.8064 -39.7901
CAL/GM-K -2.2651 -2.2086

DENSITY:

MOL/CC 4.1931-02 4.1479-02
GM/CC 0.7553 0.7472
AVG MW 18.0152 18.0152

Q Q10 Q3 Q5 Q6

STREAM ID Q Q10 Q3 Q5 Q6
FROM: HEATER2 C HEATER1 FLASHE2 FLASHE1
TO : --- --- --- --- ---
CLASS: HEAT HEAT HEAT HEAT HEAT

STREAM ATTRIBUTES:

HEAT
Q KCAL/HR 1.3302+05 -2200.0000 -1.0861+04 -1.1757+04 -7.8204+04

Q7 Q8 Q9

STREAM ID Q7 Q8 Q9
FROM: E7 E8 E9
TO : --- --- ---
CLASS: HEAT HEAT HEAT

STREAM ATTRIBUTES:

HEAT
Q KCAL/HR 8.3319+04 1.2498+04 2777.3051

ANNEXE-III. N°4

RESULTATS DE LA SIMULATION (OUTPUT), unité de 100 Kg/h (hexane)

E174 EAU1 EAU1A S1 S2

STREAM ID	E174	EAU1	EAU1A	S1	S2
FROM:	C6	VANNI	SEPA1	---	SEPA1
TO:	SEPA1	C9	VANNI	SEPA1	SEPA2
CLASS:	MIXNCPSD	MIXNCPSD	MIXNCPSD	MIXNCPSD	MIXNCPSD
TOTAL STREAM:					
KG/HR	200.0000	150.0000	150.0000	100.3379	150.3379
KCAL/HR	-7.5788+05	-5.7015-05	-5.7015-05	4.9986+05	3.1556+05
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED
COMPONENTS: KMOL/HR					
LINALOL	0.0	0.0	0.0	2.2114E-03	2.2114E-03
DDDECANE	0.0	0.0	0.0	1.061-05	1.2607-05
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	1.4986-05	1.4986-05
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	9.2540-05	9.2540-05
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	4.1425-05	4.1425-05
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	11.1016	8.3262	8.3262	0.0	2.7754
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	11.1016	8.3262	8.3262	2.1804-03	2.7776
KG/HR	200.0000	150.0000	150.0000	0.3379	50.3379
L/MIN	4.5308	3.3711	3.3711	7.8003-03	1.7931
STATE VARIABLES:					
TEMP C	60.0739	50.0000	50.0000	30.0000	30.0686
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	-3789.3692	-3800.9595	-3800.9712	-437.8213	-3800.3324
KCAL/HR	-7.5788+05	-5.7015-05	-5.7015-05	-147.9452	-1.9130+05
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-38.5039	-39.1393	-39.1390	-237.1001	-40.5803
CAL/GM-K	-2.1372	-2.1725	-2.1725	-1.5299	-2.2391
DENSITY:					
MOL/CC	4.0837-02	4.1165-02	4.1164-02	4.6587-03	2.5816-02
GM/CC	0.7356	0.7415	0.7415	0.7220	0.4678
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	154.9774	18.1227

S4 V1PP V1SP V2 V2P

```

-----
STREAM ID      S4      V1PP    V1SP    V2      V2P
FROM:         SEPA2  SEPA2  C8      DIV2    DIV2
TO:           ---    C2     DIV2    SEPA2   SEPA2
CLASS:        MIXNCPSD MIXNCPSD MIXNCPSD MIXNCPSD MIXNCPSD
TOTAL STREAM:
  KG/HR       150.0655 178.5000 276.5000 98.0000 178.5000
  KCAL/HR     3.3412+05 -5.6481+05 -1.0279+06 -3.6432+05 -6.6359+05
SUBSTREAM MIXED
PHASE:        LIQUID  VAPOR   LIQUID  LIQUID  LIQUID
COMPONENTS: KMOL/HR
LINALOL      3.9175-04  0.0     0.0     0.0     0.0
DODECANE     2.3399-06  0.0     0.0     0.0     0.0
HUMULENE     2.9073-06  0.0     0.0     0.0     0.0
OCTANAL      1.7953-05  0.0     0.0     0.0     0.0
ACIDE-M      8.0365-06  0.0     0.0     0.0     0.0
CAMPHRE      0.0        0.0     0.0     0.0     0.0
H2O          2.7754     9.9082  15.3480  5.4398  9.9082
ACETATE-     0.0        0.0     0.0     0.0     0.0
PENTANE      0.0        0.0     0.0     0.0     0.0
TOTAL FLOW:
  KMOL/HR     2.7758     9.9082  15.3480  5.4398  9.9082
  KG/HR       50.0655 178.5000 276.5000 98.0000 178.5000
  L/MIN       0.8384 2673.8078 6.6381  2.3527  4.2853
STATE VARIABLES:
  TEMP C      30.2335 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
ENTHALPY:
  CAL/MOL     -6.8174+04 -5.7003+04 -6.6973+04 -6.6973+04 -6.6973+04
  KCAL/KG     -3779.8287 -3164.1644 -3717.5475 -3717.5475 -3717.5475
  KCAL/HR     -1.8924+05 -5.6481+05 -1.0279+06 -3.6432+05 -6.6359+05
ENTROPY:
  CAL/MOL-K   -38.6835 -9.7181 -34.9436 -34.9436 -34.9436
  CAL/GM-K    -2.1447 -0.5394 -1.9396 -1.9396 -1.9396
DENSITY:
  MOL/CC      5.5178-02 6.1761-05 3.8535-02 3.8535-02 3.8535-02
  GM/CC       0.9951 1.1126-03 0.6942  0.6942  0.6942
AVG MW       18.0361 18.0152 18.0152 18.0152 18.0152

```

V5

STREAM ID V5
FROM: SEPA2
TO: C1
CLASS: MIXNCPSD
TOTAL STREAM:
KG/HR 98.2723
KCAL/HR -3.1026+05
SUBSTREAM: MIXED
PHASE: VAPOR
COMPONENTS: KMOL/HR
LINALOL 1.6276-03
DODECANE 9.7214-06
HUMULENE 1.2079-05
OCTANAL 7.4587-05
ACIDE-M 3.3389-05
CAMPHRE 0.0
H2O 5.4398
ACETATE- 0.0
PENTANE 0.0
TOTAL FLOW:
KMOL/HR 5.4415
KG/HR 98.2723
L/MIN 1498.6863
STATE VARIABLES:
TEMP C 120.0000
PRES BAR 1.9500
VFRAC 1.0000
LFRAC 0.0
SFRAC 0.0
ENTHALPY:
CAL/MOL -5.7015+04
KCAL/KG -3157.0484
KCAL/HR -3.1026+05
ENTROPY:
CAL/MOL-K -9.7592
CAL/GM-K -0.5403
DENSITY:
MOL/CC 6.0515-05
GM/CC 1.0929-03
AVG MW 18.0595

E1 E12 E17 E173C E174C

STREAM ID E1 E12 E17 E173C E174C
FROM: POMPE1 DIV1 FLASHE2 M8 EC-4
TO : DIV1 EC-4 M2 EC-4 ---

SUBSTREAM MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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	26.4497	15.3480	5.1678	21.7371	21.7371
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	26.4497	15.3480	5.1678	21.7371	21.7371
KG/HR	476.5000	276.5000	93.1000	391.6000	391.6000
L/MIN	10.7948	6.2639	2.2296	9.1038	8.9448

STATE VARIABLES:

TEMP C	60.0739	60.0739	119.7232	89.8748	70.0000
PRES BAR	2.0000	2.0000	1.9500	1.5000	1.5000
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8267+04	-6.8267+04	-6.7021+04	-6.7648+04	-6.8061+04
KCAL/KG	-3789.3692	-3789.3692	-3720.2244	-3755.0169	-3777.9596
KCAL/HR	-1.8057+06	-1.0478+06	-3.4636+05	-1.4705+06	-1.4795+06

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.5039	-38.5039	-35.0659	-36.7243	-37.8952
CAL/GM-K	-2.1372	-2.1372	-1.9464	-2.0385	-2.1035

DENSITY:

MOL/CC	4.0837-02	4.0837-02	3.8630-02	3.9795-02	4.0502-02
GM/CC	0.7356	0.7356	0.6959	0.7169	0.7296
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

E174V E2 E22 E22A E22B

STREAM ID E174V E2 E22 E22A E22B
FROM: DIV1 DIV6 DIV8 DIV7 DIV8
TO : C6 DIV7 COND5 DIV8 C

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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	11.1016	127.6694	11.1016	16.6525	5.5508
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	11.1016	127.6694	11.1016	16.6525	5.5508
KG/HR	200.0000	2300.0000	200.0000	300.0000	100.0000
L/MIN	4.5308	50.5726	4.3976	6.5964	2.1988

STATE VARIABLES:

TEMP C	60.0739	20.0521	20.0521	20.0521	20.0521
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8267+04	-6.9095+04	-6.9095+04	-6.9095+04	-6.9095+04
KCAL/KG	-3789.3692	-3835.3775	-3835.3775	-3835.3775	-3835.3775
KCAL/HR	-7.5788+05	-8.8215+06	-7.6709+05	-1.1506+06	-3.8354+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.5039	-41.1538	-41.1538	-41.1538	-41.1538
CAL/GM-K	-2.1372	-2.2843	-2.2843	-2.2843	-2.2843

DENSITY:

MOL/CC	4.0837-02	4.2075-02	4.2075-02	4.2075-02	4.2075-02
GM/CC	0.7356	0.7579	0.7579	0.7579	0.7579
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

E22C E22D E23 E3 E33A

STREAM ID E22C E22D E23 E3 E33A
FROM: C COND5 DIV7 COND1 M5
TO: M5 M9 COND1 EC-1 HEATER2

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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	5.5508	11.1016	111.0168	111.0168	294.1947
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	5.5508	11.1016	111.0168	111.0168	294.1947
KG/HR	100.0000	200.0000	2000.0000	2000.0000	5300.0000
L/MIN	2.2268	4.4386	43.9762	44.8328	118.5453

STATE VARIABLES:

TEMP C	37.8755	33.2397	20.0521	46.6799	43.7826
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8726+04	-6.8822+04	-6.9095+04	-6.8544+04	-6.8604+04
KCAL/KG	-3814.8778	-3820.2058	-3835.3775	-3804.7619	-3808.0906
KCAL/HR	-3.8149+05	-7.6405+05	-7.6709+06	-7.6096+06	-2.0183+07

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-39.9310	-40.2420	-41.1538	-39.3532	-39.5416
CAL/GM-K	-2.2165	-2.2337	-2.2843	-2.1844	-2.1948

DENSITY:

MOL/CC	4.1545-02	4.1686-02	4.2075-02	4.1271-02	4.1362-02
GM/CC	0.7484	0.7509	0.7579	0.7435	0.7451
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

E3A E3B E3C E3D EAF

STREAM ID E3A E3B E3C E3D EAF
FROM: M9 EC-1 M6 HEATER2 COND6
TO : M6 M9 M5 --- M8

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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	122.1185	111.0168	288.6438	294.1947	11.8288
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	122.1185	111.0168	288.6438	294.1947	11.8288
KG/HR	2200.0000	2000.0000	5200.0000	5300.0000	213.1000
L/MIN	49.2450	44.8076	116.3186	116.6949	3.5667

STATE VARIABLES:

TEMP C	44.7895	45.9447	43.8962	22.0000	30.0000
PRES BAR	2.0000	2.0000	2.0000	1.0132	1.5000
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8583+04	-6.8559+04	-6.8601+04	-6.9055+04	-6.8178+04
KCAL/KG	-3806.9338	-3805.6066	-3807.9601	-3833.1595	-3784.4326
KCAL/HR	-8.3754+06	-7.6113+06	-1.9802+07	-2.0316+07	-8.0647+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-39.4759	-39.4009	-39.5342	-41.0161	-38.6673
CAL/GM-K	-2.1912	-2.1870	-2.1944	-2.2767	-2.1463

DENSITY:

MOL/CC	4.1330-02	4.1294-02	4.1358-02	4.2018-02	5.5274-02
GM/CC	0.7445	0.7439	0.7450	0.7569	0.9957
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

EAU EAU1V EAU3 EAU3B EAU4

 STREAM ID EAU EAU1V EAU3 EAU3B EAU4
 FROM: --- C9 FLASH1 M2 FLASH1
 TO: POMPE1 FLASH1 M2 COND6 ---

SUBSTREAM MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID VAPOR MIXED LIQUID

COMPONENTS, KMOL/HR

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	26.4497	8.3262	6.6610	11.8288	1.6652
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	26.4497	8.3262	6.6610	11.8288	1.6652
KG/HR	476.5000	150.0000	120.0000	213.1000	30.0000
L/MIN	10.7943	3.3711	2352.0393	2378.0940	0.7137

STATE VARIABLES.

TEMP C	60.0000	50.0000	113.4835	113.4834	113.4835
PRES BAR	1.0132	1.5000	1.5000	1.5000	1.5000
VFRAC	0.0	0.0	1.0000	0.5688	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	0.0	0.4311	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8268+04	-6.8475+04	-5.7066+04	-6.1415+04	-6.7153+04
KCAL/KG	-3789.4776	-3800.9595	-3167.6257	-3409.0473	-3727.5483
KCAL/HR	-1.8057+06	-5.7015+05	-3.8012+05	-7.2648+05	-1.1183+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.5080	-39.1393	-9.3140	-20.5631	-35.4037
CAL/GM-K	-2.1375	-2.1725	-0.5170	-1.1414	-1.9652

DENSITY:

MOL/CC	4.0839-02	4.1165-02	4.7200-05	8.2901-05	3.8884-02
GM/CC	0.7357	0.7415	8.5033-04	1.4935-03	0.7005
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

EC2 EF EF1 EF3 EF5

STREAM ID EC2 EF EF1 EF3 EF5
FROM: EC-4 --- DIV6 COND6 POMPE2
TO : HEATER1 POMPE2 COND6 M6 DIV6

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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
CAMPHE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	15.3480	294.1947	166.5253	166.5253	294.1947
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	15.3480	294.1947	166.5253	166.5253	294.1947
KG/HR	276.5000	5300.0000	3000.0000	3000.0000	5300.0000
L/MIN	6.4183	116.5344	65.9643	67.0737	116.5369

STATE VARIABLES:

TEMP C	88.2591	20.0000	20.0521	43.2412	20.0521
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.7681+04	-6.9097+04	-6.9095+04	-6.8615+04	-6.9095+04
KCAL/KG	-3756.8760	-3835.4625	-3835.3775	-3808.7126	-3835.3775
KCAL/HR	-1.0388-06	-2.0328+07	-1.1506+07	-1.1426+07	-2.0328+07

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-36.8176	-41.1571	-41.1538	-39.5770	-41.1538
CAL/GM-K	-2.0436	-2.2845	-2.2843	-2.1968	-2.2843

DENSITY:

MOL/CC	3.9855-02	4.2076-02	4.2075-02	4.1379-02	4.2075-02
GM/CC	0.7179	0.7580	0.7579	0.7454	0.7579
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

ET ET1 ETV H1 H17

STREAM ID ET ET1 ETV H1 H17
FROM : POMPE3 --- COLONNE COLONNE FLASHE2
TO : M3 POMPE3 --- --- CONDS

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID VAPOR

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	0.0	0.0	3.6360-10	1.6275-03	6.9478-08
DODECANE	0.0	0.0	9.0898-11	9.7213-06	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	3.1004-13	1.2079-05	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	3.2001-08	7.4555-05	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	4.0835-16	3.3389-05	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	0.0	0.0	0.0	0.0	0.2719
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.1160	0.1160	0.1154	5.8020-04	1.3810-11

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	0.1160	0.1160	0.1154	2.3375-03	0.2719
KG/HR	10.0000	10.0000	9.9500	0.3223	4.9000
L/MIN	0.2851	0.2851	0.2837	8.1310-03	74.8570

STATE VARIABLES:

TEMP C	25.2099	25.0000	25.0000	113.4434	119.7232
PRES BAR	2.0000	1.0132	1.0132	1.0132	1.9500
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-4.7524+04	-4.7536+04	-4.7536+04	-5.6220+04	-5.7021+04
KCAL/KG	-551.4706	-551.6070	-551.6071	-402.6819	-3165.1612
KCAL/HR	-5514.7861	-5516.0900	-5488.5726	-131.4135	-1.5510+04

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-156.0496	-156.0773	-156.0773	-196.8552	-9.7148
CAL/GM-K	-1.8108	-1.8111	-1.8111	-1.4275	-0.5392

DENSITY:

MOL/CC	6.7817-03	6.7818-03	6.7818-03	4.7913-03	6.0558-05
GM/CC	0.5844	0.5844	0.5844	0.6607	1.0910-03
AVG MW	86.1771	86.1771	86.1771	137.9004	18.0153

H18 V14 V1L VIP VIPL

 STREAM ID H18 V14 V1L VIP VIPL
 FROM: CONDS5 DECANTER M10 HEATER1 E7
 TO: --- COLONNE M8 C8 M10

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID
 COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	6.9478-08	1.6275-03	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	9.7214-06	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	1.2079-05	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	7.4587-05	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	3.3389-05	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	0.2719	0.0	9.9082	15.3480	8.3262
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	1.3810-11	0.1160	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	0.2719	0.1178	9.9082	15.3480	8.3262
KG/HR	4.9000	10.2723	178.5000	276.5000	150.0000
L/MIN	8.2011-02	0.2909	3.0924	6.6381	3.5934

STATE VARIABLES.

TEMP C	30.0000	25.0055	94.6071	122.0000	120.0000
PRES BAR	1.9500	1.9500	1.9500	2.0000	1.9500
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8177+04	-4.7836+04	-6.7015+04	-6.6973+04	-6.7015+04
KCAL/KG	-3784.4155	-548.5543	-3719.8993	-3717.5475	-3719.8993
KCAL/HR	-1.8544+04	-5635.0198	-6.6401+05	-1.0279+06	-5.5799+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.6675	-157.1547	-35.1919	-34.9436	-35.0510
CAL/GM-K	-2.1463	-1.8021	-1.9534	-1.9396	-1.9456

DENSITY:

MOL/CC	5.5275-02	6.7484-03	5.3400-02	3.8535-02	3.8618-02
GM/CC	0.9958	0.5884	0.9620	0.6942	0.6957
AVG MW	18.0153	87.2035	18.0152	18.0152	18.0152

V1PS V1S V2PL V2PS V2S

 STREAM ID V1PS V1S V2PL V2PS V2S
 FROM: DIV9 C2 E8 DIV9 PIPE
 TO : E7 PIPE M10 E8 DIV9

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: VAPOR VAPOR LIQUID VAPOR VAPOR

COMPONENTS: KMOL/HR

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	8.3262	9.9082	1.2489	1.2489	9.9082
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	8.3262	9.9082	1.2489	1.2489	9.9082
KG/HR	150.0000	178.5000	22.5000	22.5000	178.5000
L/MIN	2301.0580	2673.8078	0.5390	345.1587	2738.2590

STATE VARIABLES:

TEMP C	121.2912	122.0000	120.0000	121.2912	121.2912
PRES BAR	1.9500	2.0000	1.9500	1.9500	1.9500
VFRAC	1.0000	1.0000	0.0	1.0000	1.0000
LFRAC	0.0	0.0	1.0000	0.0	0.0
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-5.7008+04	-5.7003+04	-6.7015+04	-5.7008+04	-5.7008+04
KCAL/KG	-3164.4463	-3164.1644	-3719.8993	-3164.4463	-3164.4463
KCAL/HR	-4.7467+05	-5.6481+05	-8.3699+04	-7.1201+04	-5.6486+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-9.6817	-9.7184	-35.0510	-9.6817	-9.6817
CAL/GM-K	-0.5374	-0.5394	-1.9456	-0.5374	-0.5374

DENSITY:

MOL/CC	6.0308-05	6.1761-05	3.8618-02	6.0308-05	6.0308-05
GM/CC	1.0865-03	1.1126-03	0.6957	1.0865-03	1.0865-03
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

V3PL V3PS V55 V6 V7

STREAM ID V3PL V3PS V55 V6 V7
FROM: E9 DIV9 C1 CONDI M3
TO: M10 E9 CONDI M3 DECANTER

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID VAPOR VAPOR LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	0.0	0.0	1.6276-03	1.6276-03	1.6276-03
DODECANE	0.0	0.0	9.7214-06	9.7214-06	9.7214-06
HUMULENE	0.0	0.0	1.2079-05	1.2079-05	1.2079-05
OCTANAL	0.0	0.0	7.4587-05	7.4587-05	7.4587-05
ACIDE-M	0.0	0.0	3.3389-05	3.3389-05	3.3389-05
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	0.3330	0.3330	5.4398	5.4398	5.4398
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1160

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	0.3330	0.3330	5.4415	5.4415	5.5576
KG/HR	6.0000	6.0000	98.2723	98.2723	108.2723
L/MIN	0.1437	92.0423	1498.6863	1.6441	1.9288

STATE VARIABLES:

TEMP C	120.0000	121.2912	120.0000	25.0000	25.0000
PRES BAR	1.9500	1.9500	1.9500	1.9500	1.9500
VFRAC	0.0	1.0000	1.0000	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	0.0	0.0	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.7015+04	-5.7008+04	-5.7015+04	-6.8267+04	-6.7834+04
KCAL/KG	-3719.8993	-3164.4463	-3157.0484	-3780.1248	-3481.9273
KCAL/HR	-2.2320+04	-1.8987+04	-3.1026+05	-3.7149+05	-3.7700+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-35.0510	-9.6817	-9.7592	-39.0305	-41.4708
CAL/GM-K	-1.9456	-0.5374	-0.5403	-2.1612	-2.1287

DENSITY:

MOL/CC	3.8618-02	6.0308-05	6.0515-05	5.5160-02	4.8022-02
GM/CC	0.6957	1.0865-03	1.0929-03	0.9961	0.9355
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0595	18.0595	19.4817

V8 V99

STREAM ID V8 V99
FROM: DECANTER EC-1
TO : EC-1 FLASHE2

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	6.9480-08	6.9480-08
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	5.4398	5.4398
ACETATE-	0.0	0.0
PENTANE	1.3810-11	1.3810-11

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	5.4398	5.4398
KG/HR	98.0000	98.0000
L/MIN	2.4622	2.1857

STATE VARIABLES:

TEMP C	25.0055	40.0000
PRES BAR	1.9500	1.9500
VFRAC	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8993+04	-6.8682+04
KCAL/KG	-3829.6764	-3812.4375
KCAL/HR	-3.7531+05	-3.7362+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-40.8064	-39.7901
CAL/GM-K	-2.2651	-2.2086

DENSITY:

MOL/CC	4.1931-02	4.1479-02
GM/CC	0.7553	0.7472
AVG MW	18.0152	18.0152

Q Q10 Q3 Q5 Q6

STREAM ID Q Q10 Q3 Q5 Q6
FROM: HEATER2 C HEATER1 FLASHE2 FLASHE1
TO : --- --- --- ---
CLASS: HEAT HEAT HEAT HEAT HEAT

STREAM ATTRIBUTES:

HEAT

Q KCAL/HR 1.3287+05 -2050.0000 -1.0874+04 -1.1757-04 -7.8204+04

Q7 Q8 Q9

STREAM ID Q7 Q8 Q9
FROM: E7 E8 E9
TO : --- --- ---
CLASS: HEAT HEAT HEAT

STREAM ATTRIBUTES:

HEAT

Q KCAL/HR 8.3319+04 1.2498+04 3332.7662

ANNEXE-III. N°5

RESULTATS DE LA SIMULATION (OUTPUT), unité de 1000 Kg/h (pentane)

E174 EAU1 EAU1A S1 S2

```

STREAM ID      E174  EAU1  EAU1A  S1  S2
FROM:         C6  VANN1  SEPA1  —  SEPA1
TO :         SEPA1  C9  VANN1  SEPA1  SEPA2
CLASS:       MIXNCPD  MIXNCPD  MIXNCPD  MIXNCPD  MIXNCPD
TOTAL STREAM:
  KG/HR      2000.0000 1500.0000 1500.0000 1003.3790 1503.3790
  KCAL/HR    -7.5791-06 -5.7015-06 -5.7015-06 -5.1516-06 -6.9773-06
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      0.0   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       45.3069 33.7111 33.7114 7.7635-02 17.1242
STATE VARIABLES:
  TEMP K      333.1501 323.1500 323.1500 293.1500 293.0916
  PRES ATM    0.9869 1.4803 1.0000 1.0002 0.9869
  VFRAC       0.0   0.0   0.0   0.0   7.9994-04
  LFRAC       1.0000 1.0000 1.0000 1.0000 0.9992
  SFRAC       0.0   0.0   0.0   0.0   0.0
ENTHALPY:
  CAL/MOL     -6.8269-04 -6.8475+04 -6.8476-04 -6.3662+04 -6.9083-04
  KCAL/KG     -3789.4777 -3800.9595 -3800.9712 -443.0447 -3811.9433
  KCAL/HR     -7.5791-06 -5.7015+06 -5.7015-06 -1497.1030 -1.9189+06
ENTROPY:
  CAL/MOL-K   -38.5080 -39.1393 -39.1390 -239.8153 -41.2360
  CAL/GM-K    -2.1375 -2.1725 -2.1725 -1.5474 -2.2781
DENSITY:
  MOL/CC      4.0839-02 4.1165-02 4.1164-02 4.6868-03 2.7034-02
  GM/CC       0.7357 0.7415 0.7415 0.7254 0.4899
AVG MW       18.0152 18.0152 18.0152 154.9774 18.1227
  
```

```

SUBSTREAM: NCPD  STRUCTURE: NON CONVENTIONAL
COMPONENTS: KG/HR
  GRAIN      0.0   0.0   0.0 1000.0000 1000.0000
TOTAL FLOW:
  KG/HR      0.0   0.0   0.0 1000.0000 1000.0000
ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 5/18/97 PAGE 63
PROJET
STREAM SECTION
  
```

E174 EAU1 EAU1A S1 S2 (CONTINUED)

```

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 5/18/97 PAGE 64
PROJET
STREAM SECTION
  
```

S4 V1PP V1SP V2 V2P

```

STREAM ID      S4  V1PP  V1SP  V2  V2P
FROM:         SEPA2  SEPA2  C8  DIV2  DIV2
TO :         —  C2  DIV2  SEPA2  SEPA2
CLASS:       MIXNCPD  MIXNCPD  MIXNCPD  MIXNCPD  MIXNCPD
TOTAL STREAM:
  KG/HR      1500.6555 1610.0000 2590.0000 980.0000 1610.0000
  KCAL/HR    -6.7833+06 -5.0944+06 -9.6347+06 -3.6456+06 -5.9891+06
SUBSTREAM: MIXED
PHASE:       LIQUID  VAPOR  LIQUID  LIQUID  LIQUID
  
```

COMPONENTS: KMOL/HR

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

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	27.7584	89.3685	143.7668	54.3982	89.3685
KG/HR	500.6555	1610.0000	2590.0000	980.0000	1610.0000
L/MIN	8.3625	2.4117+04	62.0461	23.4762	38.5692

STATE VARIABLES:

TEMP K	293.2641	393.1500	393.1500	393.1500	393.1500
PRES ATM	0.9869	1.9738	1.9738	1.9738	1.9738
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

ENTHALPY:

CAL/MOL-K	-6.8355+04	-5.7003+04	-6.7015+04	-6.7015+04	-6.7015+04
KCAL/KG	-3789.9113	-3164.1644	-3719.8984	-3719.8984	-3719.8984
KCAL/HR	-1.8975+06	-5.0944+06	-9.6347+06	-3.6456+06	-5.9891+06

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-39.2931	-9.7184	-35.0510	-35.0510	-35.0510
CAL/GM-K	-2.1785	-0.5394	-1.9456	-1.9456	-1.9456

DENSITY:

MOL/CC	5.5325-02	6.1761-05	3.8618-02	3.8618-02	3.8618-02
GM/CC	0.9978	1.1126-03	0.6957	0.6957	0.6957
AVG MW	18.0361	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

SUBSTREAM: NCPSD STRUCTURE: NON CONVENTIONAL

COMPONENTS: KG/HR

GRAIN	1000.0000	0.0	0.0	0.0	0.0
-------	-----------	-----	-----	-----	-----

TOTAL FLOW:

KG/HR	1000.0000	0.0	0.0	0.0	0.0
-------	-----------	-----	-----	-----	-----

ASPEN PLUS VER: ANP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-ANP 5-18-97 PAGE 65

PROJET
STREAM SECTION

S4 V1PP V1SP V2 V2P (CONTINUED)

STREAM ID	S4	V1PP	V1SP	V2	V2P
-----------	----	------	------	----	-----

ASPEN PLUS VER: ANP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-ANP 5-18-97 PAGE 66

PROJET
STREAM SECTION

V5

STREAM ID	V5
FROM:	SEPA2
TO :	C1
CLASS:	MENNCPSD
TOTAL STREAM:	
KG/HR	982.7235
KCAL/HR	-3.1030+06
SUBSTREAM:	MIXED
PHASE:	VAPOR
COMPONENTS: KMOL/HR	
LINALOL	1.6276-02
DODECANE	9.7214-05
HUMULENE	1.2079-04
OCTANAL	7.4587-04
ACIDE-M	3.3389-04
CAMPHRE	0.0
H2O	54.3982
ACETATE-	0.0
PENTANE	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	54.4158
KG/HR	982.7235
L/MIN	2.1002+04

STATE VARIABLES:

TEMP K	391.1500
PRES ATM	1.3718
VFRAC	1.0000

LFRAC 0.0
 SFRAC 0.0
 ENTHALPY:
 CAL/MOL -5.7022+04
 KCAL/KG -3157.4674
 KCAL/HR -3.1030-06
 ENTROPY:
 CAL/MOL-K -9.1144
 CAL/GM-K -0.5046
 DENSITY:
 MOL/CC 4.3183-05
 GM/CC 7.7986-04
 AVG MW 18.0595
 ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 5/18/97 PAGE 67
 PROJET
 STREAM SECTION

E1 E12 E17 E173C E174C

STREAM ID E1 E12 E17 E173C E174C
 FROM: POMPE1 DIV1 FLASHE2 M8 EC-4
 TO : DIV1 EC-4 M2 EC-4 ---

SUBSTREAM: MIXED
 PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID
 COMPONENTS: KMOL/HR
 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
 TOTAL FLOW:
 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 103.9794 58.6724 22.0567 86.8566 85.4515

STATE VARIABLES:
 TEMP K 333.1501 333.1501 382.4855 361.6065 343.1500
 PRES ATM 0.9869 0.9869 1.3718 1.3718 1.3718
 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
 ENTHALPY:
 CAL/MOL -6.8269+04 -6.8269+04 -6.7240+04 -6.7677-04 -6.8061-04
 KCAL/KG -3789.4777 -3789.4777 -3732.3991 -3756.6611 -3777.9622
 KCAL/HR -1.7394+07 -9.8149+06 -3.4749+06 -1.4054+07 -1.4134-07
 ENTROPY:
 CAL/MOL-K -38.5080 -38.5080 -35.6308 -36.8059 -37.8951
 CAL/GM-K -2.1375 -2.1375 -1.9778 -2.0430 -2.1035
 DENSITY:
 MOL/CC 4.0839-02 4.0839-02 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
 ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 5/18/97 PAGE 68
 PROJET
 STREAM SECTION

E174V E2 E22 E22A E22B

STREAM ID E174V E2 E22 E22A E22B
 FROM: DIV1 DIV6 DIV8 DIV7 DIV8
 TO : C6 DIV7 CONDS5 DIV8 C

SUBSTREAM: MIXED
 PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID
 COMPONENTS: KMOL/HR
 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
TOTAL FLOW:
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 45.3069 263.8512 65.9628 87.9504 21.9876
STATE VARIABLES:
TEMP K 333.1501 293.1690 293.1690 293.1690 293.1690
PRES ATM 0.9869 1.9738 1.9738 1.9738 1.9738
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
ENTHALPY:
CAL/MOL -6.8269+04 -6.9096+04 -6.9096+04 -6.9096+04 -6.9096+04
KCAL/KG -3789.4777 -3835.4157 -3835.4157 -3835.4157 -3835.4157
KCAL/HR -7.5791+06 -4.6026+07 -1.1506+07 -1.5342+07 -3.8355+06
ENTROPY:
CAL/MOL-K -38.5080 -41.1562 -41.1562 -41.1562 -41.1562
CAL/GM-K -2.1375 -2.2845 -2.2845 -2.2845 -2.2845
DENSITY:
MOL/CC 4.0839-02 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
ASPEN PLUS VER: ANP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-ANP 5/18/97 PAGE 69
PROJET
STREAM SECTION

E22C E22D E23 E3 E33A

STREAM ID E22C E22D E23 E3 E33A
FROM: C COND5 DIV7 COND1 M5
TO: M5 M9 COND1 EC-1 HEATER2

SUBSTREAM: MIXED
PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID
COMPONENTS: KMOL/HR
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
CAMPBRE 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

TOTAL FLOW:
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

STATE VARIABLES:
TEMP K 313.2724 301.8978 293.1690 359.6362 316.4075
PRES ATM 1.9738 1.9738 1.9738 1.9738 1.9738
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
ENTHALPY:
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

ENTROPY:
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
DENSITY:
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
ASPEN PLUS VER: ANP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-ANP 5/18/97 PAGE 70
PROJET
STREAM SECTION

E3A E3B E3C E3D EAF

STREAM ID E3A E3B E3C E3D EAF
FROM: M9 EC-1 M6 HEATER2 COND6
TO: M6 M9 M5 — M8

SUBSTREAM: MIXED
PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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

TOTAL FLOW:

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	1151.3827	35.6672

STATE VARIABLES:

TEMP K	338.8576	352.6834	316.4689	303.1500	303.1500
PRES ATM	1.9738	1.9738	1.9738	1.0000	1.3718
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8150+04	-6.7863+04	-6.8613+04	-6.8890+04	-6.8178+04
KCAL/KG	-3782.8890	-3766.9585	-3808.6233	-3823.9550	-3784.4350
KCAL/HR	-4.1612+07	-3.0136+07	-1.9424+08	-1.9885+08	-8.0647+06

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.1564	-37.3263	-39.5719	-40.4617	-38.6672
CAL/GM-K	-2.1180	-2.0719	-2.1965	-2.2459	-2.1463

DENSITY:

MOL/CC	4.0649-02	4.0170-02	4.1376-02	4.1782-02	5.5274-02
GM/CC	0.7323	0.7236	0.7454	0.7527	0.9957
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

ASPEN PLUS VER: ANP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-ANP 5/18/97 PAGE 71

PROJET
STREAM SECTION

EAU EAU1V EAU3 EAU3B EAU4

STREAM ID	EAU	EAU1V	EAU3	EAU3B	EAU4
FROM:	—	C9	FLASHE1 M2	FLASHE1	
TO :	POMPE1	FLASHE1 M2	COND6	—	

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID VAPOR MIXED LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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

TOTAL FLOW:

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

STATE VARIABLES:

TEMP K	333.1500	323.1500	386.6335	382.4855	386.6335
PRES ATM	1.0000	1.4803	1.4803	1.3718	1.4803
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

ENTHALPY:

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

ENTROPY:

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

DENSITY:

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

ASPEN PLUS VER: ANP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-ANP 5/18/97 PAGE 72

PROJET
STREAM SECTION

EC2 EF EF1 EF3 EF5

STREAMID EC2 EF EF1 EF3 EF5
FROM: EC-4 --- DIV6 COND6 POMPE2
TO : HEATER1 POMPE2 COND6 M6 DIV6

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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

TOTAL FLOW:

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	60.0366	1143.3567	879.5041	890.2726	1143.3554

STATE VARIABLES:

TEMP K	359.8427	293.1500	293.1690	310.3098	293.1690
PRES ATM	0.9829	1.0000	1.9738	1.9738	1.9738
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.7714+04	-6.9097+04	-6.9096+04	-6.8741+04	-6.9096+04
KCAL/KG	-3758.7103	-3835.4625	-3835.4157	-3815.7002	-3835.4157
KCAL/HR	-9.7352+06	-1.9945+08	-1.5342+08	-1.5263+08	-1.9944+08

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-36.9076	-41.1571	-41.1562	-39.9787	-41.1562
CAL/GM-K	-2.0486	-2.2845	-2.2845	-2.2191	-2.2845

DENSITY:

MOL/CC	3.9911+02	4.2076+02	4.2076+02	4.1567+02	4.2076+02
GM/CC	0.7190	0.7580	0.7580	0.7488	0.7580
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

ASPEN PLUS VER: ANP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-ANP 5/18/97 PAGE 73
PROJET
STREAM SECTION

ET ET1 ETV H1 H17

STREAMID ET ET1 ETV H1 H17
FROM: POMPE3 --- COLONNE COLONNE FLASHE2
TO : M3 POMPE3 --- --- COND5

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID VAPOR

COMPONENTS: KMOL/HR

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

TOTAL FLOW:

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

STATE VARIABLES:

TEMP K	298.3670	298.1500	298.1500	344.3735	382.4855
PRES ATM	1.9738	1.0000	1.0000	1.0000	1.3718
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

ENTHALPY:

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

ENTROPY:

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
 DENSITY:
 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
 ASPEN PLUS VER: ANP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-ANP 5/18/97 PAGE 74
 PROJET
 STREAM SECTION

III8 V14 V1L V1P V1PL

STREAM ID III8 V14 V1L V1P V1PL
 FROM: COND5 DECANTER M10 HEATER1 E7
 TO : COLONNE M8 C8 M10

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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

TOTAL FLOW:

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	62.0461	34.8561

STATE VARIABLES:

TEMP K	303.1500	298.1555	367.7571	393.1500	393.1500
PRES ATM	1.3718	1.3718	1.9245	1.9738	1.9245
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

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8178+04	-4.1821+04	-6.7015+04	-6.7015+04	-6.7015+04
KCAL/KG	-3784.4283	-571.4273	-3719.8993	-3719.8984	-3719.8993
KCAL/HR	-1.8544+05	-5.8700+04	-5.9891+06	-9.6347+06	-5.4125+06

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.6673	-132.5115	-35.1919	-35.0510	-35.0510
CAL/GM-K	-2.1463	-1.8105	-1.9534	-1.9456	-1.9456

DENSITY:

MOL/CC	5.5274-02	7.8104-03	5.3400-02	3.8618-02	3.8618-02
GM/CC	0.9957	0.5716	0.9620	0.6957	0.6957
AVG MW	18.0153	73.1873	18.0152	18.0152	18.0152

ASPEN PLUS VER: ANP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-ANP 5/18/97 PAGE 75
 PROJET
 STREAM SECTION

V1PS V1S V2PL V2PS V2S

STREAM ID V1PS V1S V2PL V2PS V2S
 FROM: DIV9 C2 ER DIV9 PIPE
 TO : E7 PIPE M10 ER DIV9

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID VAPOR LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

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

TOTAL FLOW:

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

STATE VARIABLES:

TEMP K	392.6500	395.1500	393.1500	392.6500	392.6500
PRES ATM	1.9245	1.9738	1.9245	1.9245	1.9245

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

ENTHALPY:

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+06	-5.0944+06	-4.0919+05	-4.0926+05	-5.9901+06

ENTROPY:

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

DENSITY:

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

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 5/18/97 PAGE 76
 PROJET
 STREAM SECTION

V3PL V3PS V55 V6 V7

STREAM ID	V3PL	V3PS	V55	V6	V7
FROM:	E9	DIV9	C1	CONDI	M3
TO :	M10	E9	CONDI	M3	DECANTER

SUBSTREAM MIXED

PHASE:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/HR					
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

TOTAL FLOW:

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

STATE VARIABLES:

TEMP K	393.1500	392.6500	391.1500	298.1500	298.1555
PRES ATM	1.9245	1.9245	1.3718	1.3718	1.3718
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

ENTHALPY:

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

ENTROPY:

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

DENSITY:

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

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 5/18/97 PAGE 77
 PROJET
 STREAM SECTION

V8 V99

STREAM ID	V8	V99
FROM:	DECANTER	EC-1
TO :	EC-1	FLASH2

SUBSTREAM MIXED

PHASE:	LIQUID	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/HR		
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
 TOTAL FLOW:
 KMOL/HR 54.3982 54.3982
 KG/HR 980.0001 980.0001
 L/MIN 21.6225 22.6201

STATE VARIABLES:

TEMP K 298.1555 355.1500
 PRES ATM 1.3718 1.3718
 VFRAC 0.0 0.0
 LFRAC 1.0000 1.0000
 SFRAC 0.0 0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL -6.8993+04 -6.7812+04
 KCAL/KG -3829.6904 -3764.1244
 KCAL/HR -3.7532+06 -3.6889+06

ENTROPY:

CAL/MOL-K -40.8061 -37.1811
 CAL/GM-K -2.2650 -2.0638

DENSITY:

MOL/CC 4.1930-02 4.0081-02
 GM/CC 0.7553 0.7220

AVG MW 18.0152 18.0152

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 5/18/97 PAGE 78
 PROJET
 STREAM SECTION

Q Q10 Q3 Q5 Q6

 STREAM ID Q Q10 Q3 Q5 Q6
 FROM: HEATER2 C HEATER1 FLASHE2 FLASHE1
 TO :
 CLASS: HEAT HEAT HEAT HEAT HEAT

STREAM ATTRIBUTES:

HEAT
 Q KCAL/HR 7.9359+05 -2.3120+04 -1.0052+05 -5.8678+04 -7.8204+05
 ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 5/18/97 PAGE 79

PROJET
 STREAM SECTION

Q7 Q8 Q9

 STREAM ID Q7 Q8 Q9
 FROM: E7 E8 E9
 TO :
 CLASS: HEAT HEAT HEAT

STREAM ATTRIBUTES:

HEAT
 Q KCAL/HR -854.4563 -64.5980 -26.4264

ANNEXE-IV. N°1

1- Dimensionnement de la tour

2 - données de base

- Eau : débit $\phi = 1.47 \times 10^{-2} \text{ m}^3/\text{s}$, $T_1 = 43.26 \text{ }^\circ\text{C}$, $T_2 = 22 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Air extérieur $t_1 = 18 \text{ }^\circ\text{C}$ 80 % humidité.
- Air à la sortie $t_2 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$ 100 % humidité.

3 - Etapes de calcul

a- Calcul de l'humidité de l'air à l'entrée et à la sortie Hu_1 et Hu_2

$$Hu = \frac{Pe}{760 - Pe} \cdot \frac{18}{29} \quad (\text{en kg d'eau par kg d'air sec}).$$

où Pe est la pression partielle de l'eau, égale au produit de sa tension de vapeur par la valeur de l'humidité relative :

$$\text{à } 18 \text{ }^\circ\text{C} : Hu_1 = \frac{(0.8 \times 0.027)}{1.033 - 0.8 \times 0.027} \cdot \frac{18}{29} = 0.0103 \text{ kg/kg air sec}$$

$$\text{à } 20 \text{ }^\circ\text{C} : Hu_2 = \frac{0.023}{1.033 - 0.023} \cdot \frac{18}{29} = 0.0146 \text{ kg/kg air sec}$$

b - calcul du débit d'air nécessaire W_{air}

La variation d'enthalpie de l'air s'écrit :

$$\Delta H = C_{p\text{air}} (t_2 - t_1) + H_{\text{air}} (Hu_2 - Hu_1)$$

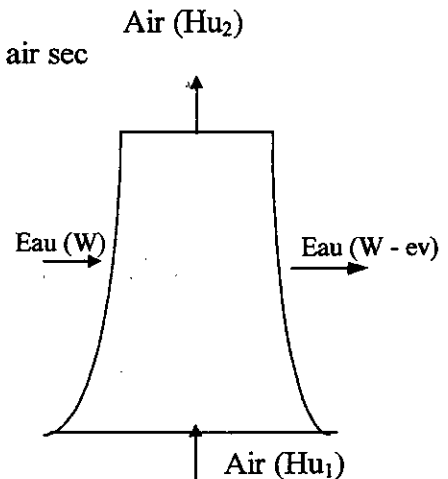
où $C_{p\text{air}} = 0.327 \text{ kcal} / (\text{kg } ^\circ\text{C})$.

$$H_{\text{air}} = 605.5 \text{ kcal/kg} .$$

d'où $\Delta H = 3.075 \text{ kcal/kg}$.

$$W_{\text{air}} = \frac{W \cdot (T_1 - T_2)}{\Delta H - (Hu_2 - Hu_1) \cdot T_2} \times 10^3$$

$W_{\text{air}} = 3.57 \times 10^5 \text{ kg/h}$



c - 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 rampes se situe entre 30 et 36 in (0.762 et 0.914 m).

En se référant aux données bibliographiques [97], pour une vitesse d'air inférieure ou égale à 5 m/h , et un nombre de rampes de 18 (ce qui permet d'approcher la température de sortie de l'air de près de 2 °C), 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 :

$$L \approx (4 \times 6) = 24 \text{ ft} = 6.10 \text{ m} \quad \text{Soit 4 modules de 6 ft de hauteur.}$$

d - Calcul de la quantité d'eau évaporée e_v

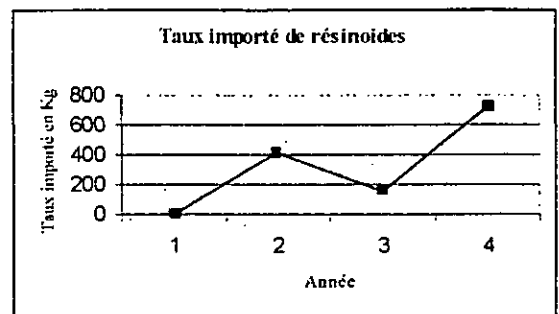
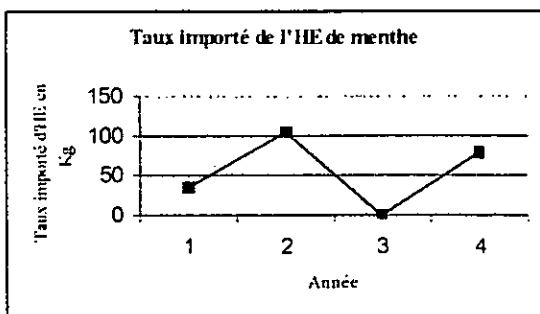
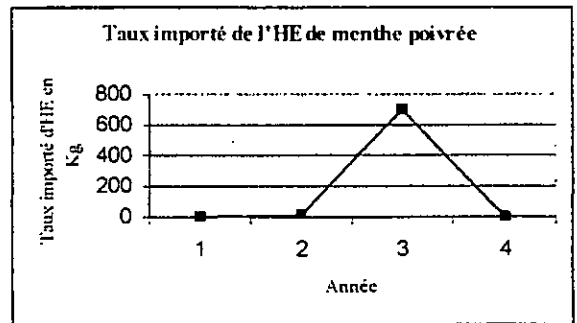
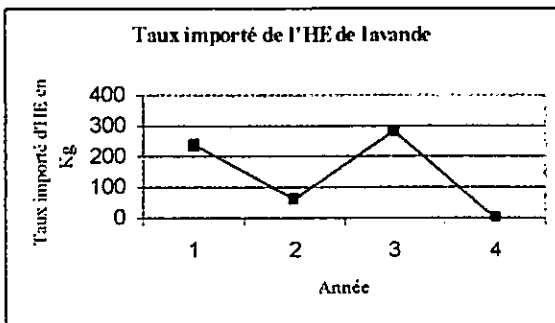
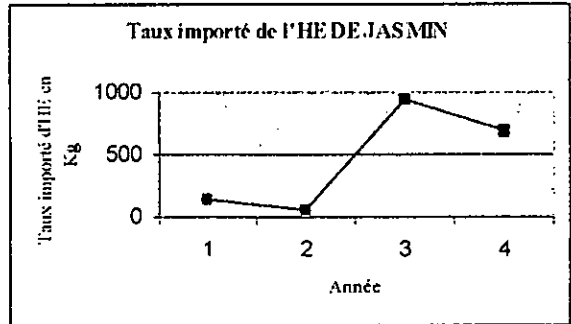
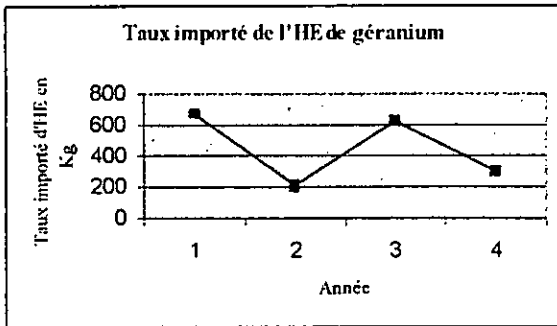
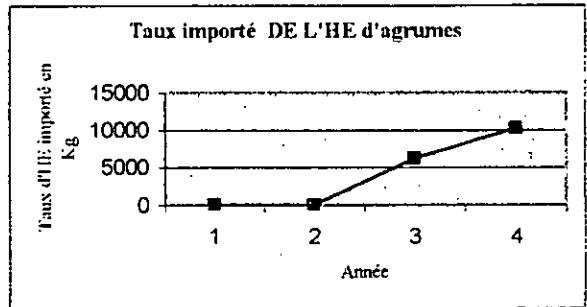
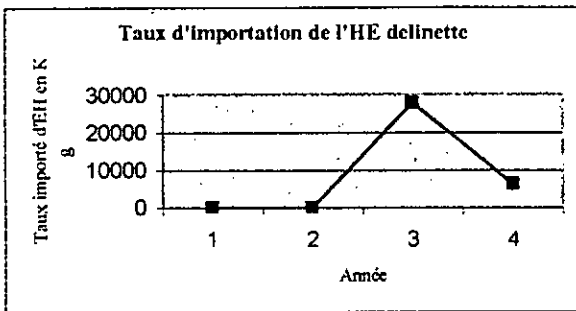
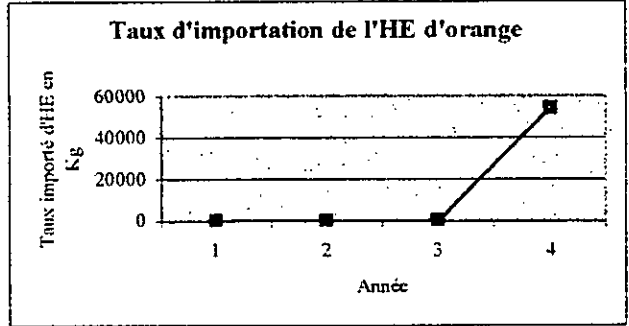
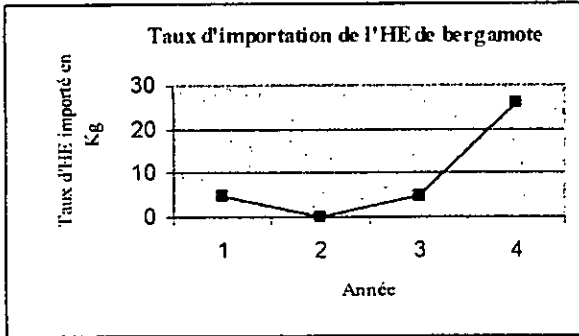
la quantité d'eau évaporée pour les tours atmosphériques se situe généralement entre 0.1 et 0.2 % de la quantité d'eau à l'entrée.

De ce fait un appoint minimal de 52 kg/h devra être assuré au niveau du bac de stockage de l'eau de refroidissement. Les résultats obtenus sont représentés dans le tableau suivant :

	pentane (1000 kg/hr)	pentane (100 kg/hr)	hexane (100 kg/hr)
Wair (kg/hr)	3,57 E +5	3,57 E +4	3,767 E +4
L (m)	6,1	3,6	3,6

ANNEXE-VI. N°1

Taux d'importation de l'HE en fonction des années



ANNEXE-VI. N°2

Résultats de l'estimation par postes de dépenses pour unité de 100 Kg/h

DISCIPLINE	RATIO(MATERIAL) PERCENTAGE	MATERIAL COST(\$)	RATIO(LABOR) PERCENTAGE	TOTAL COST(\$)
1- PROCESS EQUIPMENT	100	350000	3,75	13125
2- SITE PREPARATION	1,75	6125	0,5	1750
3- SITE IMPROVEMENT	2,75	9625	1,5	5250
4- CONCRETE	7,5	26250	9	31500
5- STRUCTURAL STEEL	11,5	40250	4	14000
6- BUILDINGS	4	14000	3,5	12250
7- UNDERGROUND PIPING	4	14000	2,75	9625
8- ABOVEGROUND PIPING	37	129500	24	84000
9- UNDERGROUND ELECT	0,4	1400	0,2	700
10-ABOVEGROUND ELECT	15	52500	6,5	22750
11-INSTRUMENTATION	22	77000	3,25	11375
12-INSULATION	7,5	26250	4,5	15750
13-PAINTING	2,5	8750	2,75	9625
14-PAVING	1	3500	0,5	1750
15-PRORATABLES	1	3500	2	7000
TOTAL DIRECT COST		762650		240450

CONSTRUCTION EQUIPMENT	PERCENT OF LABOR COST	COT(\$)
Rental or purchase	15	36067,5
Service labor	4	9618
Fuel ,oil,grease,supplies	12	28854
TOTAL COST(\$)		74539,5

OVER HEAD AND INDIRECT	PERCENT OF LABOR COST	COST(\$)
Salaried Indirect	10	24045
Office hourly indirects	6	14427
Field hourly indirects	5	12022,5
Temporary construction facilities	15	36067,5
Burdens and Benefits	27	64921,5
Small tools and consumables	7	16831,5
Other indirects	15	36067,5
TOTAL COST(\$)		204382,5

ITEM	PERCENT OF MATERIAL	COST(\$)
Freight	12	91518
Insurance and duties	2	15253
TOTAL COST (\$)		106771

SUBTOTAL **1388793**

HOME OFFICE SERVICES	PERCENT OF TOTAL DIRECT AND INDIRECT	COST(\$)
Engineering/Design services	12	166655,16
Construction services	0,2	213,542
Project generale management	1,1	1174,481
TOTAL COST (\$)		168043,183

TOTAL COST

1556836,183

1.560.000

Résultats de l'estimation par postes de dépenses pour unité de 1000 Kg/h

DISCIPLINE	RATIO(MATERIAL) PERCENTAGE	MATERIAL COST(\$)	RATIO(LABOR) PERCENTAGE	TOTAL COST(\$)
1- PROCESS EQUIPMENT	100	640000	3,75	24000
2- SITE PREPARATION	1,75	11200	0,5	3200
3- SITE IMPROVEMENT	2,75	17600	1,5	9600
4- CONCRETE	7,5	48000	9	57600
5- STRUCTURAL STEEL	11,5	73600	4	25600
6- BUILDINGS	4	25600	3,5	22400
7- UNDERGROUND PIPING	4	25600	2,75	17600
8- ABOVEGROUND PIPING	37	236800	24	153600
9- UNDERGROUND ELECT	0,4	2560	0,2	1280
10-ABOVEGROUND ELECT	15	96000	6,5	41600
11-INSTRUMENTATION	22	140800	3,25	20800
12-INSULATION	7,5	48000	4,5	28800
13-PAINTING	2,5	16000	2,75	17600
14-PAVING	1	6400	0,5	3200
15-PRORATABLES	1	6400	2	12800
TOTAL DIRECT COST		1394560		439680

CONSTRUCTION EQUIPMENT	PERCENT OF LABOR COST	COT(\$)
Rental or purchase	15	65952
Service labor	4	17587,2
Fuel ,oil,grease,supplies	12	52761,6
TOTAL COST(\$)		136300,8

OVERHEAD AND INDIRECT	PERCENT OF LABOR COST	COST(\$)
Salaried Indirect	10	43968
Office hourly indirects	6	26380,8
Field hourly indirects	5	21984
Temporary construction facilities	15	65952
Burdens and Benefits	27	118713,6
Small tools and consumables	7	30777,6
Other indirects	15	65952
TOTAL COST(\$)		373728

ITEM	PERCENT OF MATERIAL	COST(\$)
Freight	12	167347,2
Insurance and duties	2	27891,2
TOTAL COST (\$)		195238,4

SUBTOTAL **2539507,2**

HOME OFFICE SERVICES	PERCENT OF TOTAL DIRECT AND	COST(\$) INDIRECT
Engineering/Design services	12	304740,864
Construction services	0,2	390,4768
Project generale management	1,1	2147,6224
TOTAL COST (\$)		307278,9632

TOTAL COST

2846786,163

2.850.000

ANNEXE-VI. N°3

Comptes d'exploitation prévisionnels en DA

Unité de 100 Kg/h (1^{er} variante)

	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013
Chiffre d'affaires	250 000 000	257 500 000	265 225 000	273 181 750	281 377 203	289 818 519	298 513 074	307 468 466	316 692 520	326 193 296
Matières et fournitures Consommées (75%)	187500000	193125000	198918750	204886312	211032902	217363889	223884806	230601350	237519390	244644972
Services (2%)	5 000 000	5000000	5150000	5304500	5463635	5627544	5796370	5970261	6149369	6333850
Valeurs ajoutées¹	57 500 000	59 375 000	61 156 250	62 990 938	64 880 666	66 827 086	68 831 898	70 896 855	73 023 761	75 214 474
Frais financiers	8400000	8400000	8400000	0	0	0	0	0	0	0
Frais de personnel (5%)	12 500 000	12 875 000	13 261 250	13 659 088	14 068 860	14 490 926	14 925 654	15 373 423	15 834 626	16 309 665
Impôts et taxes (0.0016-3.4%)	4000	4120	4244	8500000	8755000	9017650	9288179	9566825	9853830	10149444
Frais divers(3.8%)	9 500 000	9 785 000	10 078 550	10 380 907	10 692 334	11 013 104	11 343 497	11 683 802	12 034 316	12 395 345
Amortissement	16 800 000	16 800 000	16 800 000	16 800 000	16 800 000	0	0	0	0	0
Résultats d'exploitation²	27 096 000	28 310 880	29 412 206	30 450 944	31 364 472	32 305 406	33 274 568	34 272 805	35 300 989	36 360 019
Charges hors exploitation (0.2%)	500 000	515 000	530 450	546 364	562 754	579 637	597 026	614 937	633 385	652 387
Résultats bruts³	26 596 000	27 795 880	28 881 756	29 904 580	30 801 717	31 725 769	32 677 542	33 657 868	34 667 604	35 707 632
IBS (30%)	0	0	0	8971374	9240515	9517731	9803263	10097360	10400281	10712290
Résultats nets⁴	26 596 000	27 795 880	28 881 756	20 933 206	21 561 202	22 208 038	22 874 279	23 560 508	24 267 323	24 995 343

¹Valeurs ajoutées = Chiffre d'affaires - (matières + fournitures + services),

²Résultats d'exploitation = Valeurs ajoutées - (frais de personnel + impôts + taxes + frais + amortissement),

³Résultats bruts = Résultats d'exploitation - charges hors exploitation,

⁴Résultats nets = Résultats bruts - IBS.

Unité de 100 Kg/h (2^{ème} variante)

	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013
Chiffre d'affaires	193 600 000	199 408 000	205 390 240	211 551 947	217 898 506	224 435 461	231 168 525	238 103 580	245 246 688	252 604 0
Matières et fournitures Consommées (75%)	145200000	149556000	154042680	158663960	163423879	168326596	173376393	178577685	183935016	18945300
Services (2%)	3872000	3988160	4107805	4231039	4357970	4488709	4623370	4762072	4904934	5052082
Valeurs ajoutées¹	44 528 000	45 863 840	47 239 755	48 656 948	50 116 656	51 620 156	53 168 761	54 763 823	56 406 738	58 098 94
Frais financiers	8400000	8400000	8400000	8400000	8400000	8400000	8400000	8400000	8400000	8400000
Frais de personnel (5%)	9 680 000	9 970 400	10 269 512	10 577 597	10 894 925	11 221 773	11 558 426	11 905 179	12 262 334	12 630 20
Impôts et taxes (0.0016-3.4%)	3098	3190	3286	7192766	7408549	7630806	7859730	8095522	8338387	8588539
Frais divers(3.8%)	7 356 800	7 577 504	7 804 829	8 038 974	8 280 143	8 528 548	8 784 404	9 047 936	9 319 374	9 598 95
Amortissement	8400000	8400000	8400000	8400000	8400000	8400000	8400000	8400000	8400000	8400000
Résultats d'exploitation²	10 688 102	11 512 745	12 362 128	6 047 610	6 733 039	7 439 030	8 166 201	8 915 187	9 686 642	10 481 24
Charges hors exploitation (0.2%)	387 200	398 816	410 780	423 104	435 797	448 871	462 337	476 207	490 493	505 208
Résultats bruts³	10 300 902	11 113 929	11 951 347	5 624 506	6 297 242	6 990 159	7 703 864	8 438 980	9 196 149	9 976 03
IBS (30%)	0	0	0	1687352	1889172	2097048	2311159	2531694	2758845	2992810
Résultats nets⁴	10 300 902	11 113 929	11 951 347	3 937 154	4 408 069	4 893 111	5 392 705	5 907 286	6 437 304	6 983 22

Unité de 1000 Kg/h (1^{er} variante)

	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013
Chiffre d'affaires	1250000000	1287500000	1326125000	1365908750	1406886013	1449092593	1492565371	1537342332	1583462602	1630966480
Matières et fournitures Consommées (75%)	937500000	965625000	994593750	1024431563	1055164509	1086819445	1119424028	1153006749	1187596951	1223224860
Services (2%)	25000000	25750000	26522500	27318175	28137720	28981852	29851307	30746847	31669252	32619330
Valeurs ajoutées¹	287500000	296125000	305008750	314159012	323583783	333291296	343290035	353588736	364196398	375122290
Frais financiers	15050000	15050000	15050000	0	0	0	0	0	0	0
Frais de personnel (5%)	62500000	64375000	66306250	68295437	70344301	72454630	74628268	76867117	79173130	81548324
Impôts et taxes (0.0016-3.4%)	20000	20600	21218	46440897	47834124	49269148	50747223	52269639	53837728	55452860
Frais divers(3.8%)	47500000	48925000	50392750	51904532	53461668	55065518	56717484	58419009	60171579	61976726
Amortissement	30100000	30100000	30100000	30100000	30100000					
Résultats d'exploitation²	132330000	137654400	143138532	117418145	121843689	156502000	161197060	166032972	171013961	176144380
Charges hors exploitation (0.2%)	2500000	2575000	2652250	2731817	2813772	2898185	2985131	3074685	3166925	3261933
Résultats bruts³	129830000	135079400	140486282	114686327	119029917	153603815	158211929	162958287	167847036	172882447
IBS (30%)	0	0	0	34405898	35708975	46081144	47463579	48887486	50354111	51864734
Résultats nets⁴	129830000	135079400	140486282	80280429	83320942	107522670	110748350	114070801	117492925	121017713

Unité de 1000Kg/h (2^{ème} variante)

	2004	2005	2006	2007	2008	2009	2010	2011	2012	2013
Chiffre d'affaires	968000000	997040000	1026951200	1057759736	1089492528	1122177304	1155842623	1190517902	1226233439	1263020442
Matières et fournitures Consommées (75%)	726000000	747780000	770213400	793319802	817119396	841632978	866881967	892888426	919675079	947265331
Services (2%)	19360000	19940800	20539024	21155195	21789850	22443546	23116852	23810358	24524669	25260409
Valeurs ajoutées¹	222640000	229319200	236198776	243284739	250583281	258100780	265843803	273819117	282033691	290494702
Frais financiers	15050000	15050000	15050000	0	0	0	0	0	0	0
Frais de personnel (5%)	48400000	49852000	51347560	52887987	54474626	56108865	57792131	59525895	61311672	63151022
Impôts et taxes (0.0016-3.4%)	15488	15953	16431	35963831	37042746	38154028	39298649	40477609	41691937	42942695
Frais divers(3.8%)	36784000	37887520	39024146	40194870	41400716	42642737	43922020	45239680	46596871	47994777
Amortissement	30100000	30100000	30100000	30100000	30100000	0	0	0	0	0
Résultats d'exploitation²	92290512	96413727	100660639	84138051	87565193	121195150	124831003	128575933	132433211	136406208
Charges hors exploitation (0.2%)	1936000	1994080	2053902	2115519	2178985	2244355	2311685	2381036	2452467	2526041
Résultats bruts³	90354512	94419647	98606737	82022532	85386208	118950794	122519318	126194898	129980744	133880167
IBS (30%)	0	0	0	24606760	25615862	35685238	36755795	37858469	38994223	40164050
Résultats nets⁴	90354512	94419647	98606737	57415772	59770345	83265556	85763523	88336428	90986521	93716117