

8/99

لجمهورية الجزائر الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTRE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

وزارة التعليم العالي والبحث العلمي

المدرسة الوطنية للتكنولوجيا
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

Filière : Génie chimique

SUJET

*Etude Technico-Economique
D'une unité d'extraction d'huile essentielle
par entraînement à la vapeur d'eau*

Proposé par :
Mr : E.H.Benyoussef

Etudié par :
Mr : Bouchama Amine
Mr : Yacef Amine Mohsen

Dirigé par :
Mr E.H. Benyoussef

Promotion : Septembre 1999

E.N.P 10, Avenue Hacén Badi El-Harrach - Alger

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

MINISTERE DE L'ENSEIGNEMENT SUPERIEUR
ET DE LA RECHERCHE SCIENTIFIQUE

ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

PROJET DE FIN D'ETUDES

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

Filière : Genie chimique

SUJET

*Etude Technico - Economique
d'une unité d'extraction
d'huile essentielle par entraînement
à la vapeur d'eau*

Proposé par :

Mr: E.H. Benyoussef

Etudié par :

Mr : BOUCHAMA Amine

Mr : YACEF Amine Mohsen

Dirigé par :

Mr: E.H. Benyoussef

Promotion : Septembre 1999

E.N.P 10, Avenue Hacén Badi El-Harrach - Alger -

ملخص:

ان عملنا ينقسم الى ثلاثة أجزاء :

الجزء الأول منه فيتمثل في حساب أبعاد وحدات استخلاص الزيوت النباتية.

أما الثاني يتناول التقدير المالي ؛ و أما الجزء الأخير فيهتم بدراسة مالية و اقتصادية.

Abstract:

our work is divided into three main parts :
the first part is the sizing of the unit of essential oil's extraction ,
the second part is to prize the cost , the last one is an economy
and finance study.

Résumé:

notre travail se divise en trois parties:
la première est le dimensionnement des unités d'extraction d'huile essentielle,
la seconde porte sur l'estimation du coût; la dernière consiste
en une étude économique et financière.

Mots clés: huile essentielle, rendement, extraction, économie, énergie.

DEDICACES

A la mémoire de mon grand père.

A ma très chère grand mère.

*A mes très chers parents, qui m'ont beaucoup aidé,
et se sont tant sacrifiés.*

A mon frère Réda.

A mes oncles et tantes maternelles.

A mes cousins et cousines.

A mes amis.

A tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin.

Y. Amine Mohsen

DEDICACES

*A mes très chers parents, qui m'ont beaucoup aidé,
et se sont tant sacrifiés.*

A la mémoire de mes grands parents

A mes frères et belle sœur.

A mes oncles et tantes .

A mes amis.

A tous ceux qui m'ont aidé de près ou de loin.

B. Amine Mohamed

SOMMAIRE



INTRODUCTION

1

CHAPITRE I - DESCRIPTION DES UNITES

I.1. Section de récupération des Huiles essentielles.	2
I.2. Section de récupération de l'eau parfumée.	3
I.3. Section de récupération de la tisane.	4
I.4. Réseaux d'acheminement.	4
I.5. Bacs de stockage.	4

CHAPITRE II - DIMENSIONNEMENT DES PRINCIPAUX EQUIPEMENTS

II.1. Alimentation.	5
II.2. Extracteur.	7
II.3. Pompes.	30
II.4. Chaudière.	35
II.5. Décanteur.	38
II.6. Colonne.	47
II.7. Ballon de la colonne.	56
II.8. Echangeurs.	57
II.9. Tour de refroidissement.	95

CHAPITRE III - ESTIMATION DU COUT DU PROJET

III.1. Méthodologie de la présentation de l'étude d'évaluation.	98
III.2. Méthodes d'estimation.	101
III.3. Calculs.	102

CHAPITRE IV - ETUDE ECONOMIQUE ET FINANCIERE

IV.1. Le produit.	104
IV.2. Le marché.	104
IV.3. Calcul économique.	106

CONCLUSION

116

BIBLIOGRAPHIE

ANNEXES

LISTE DES TABLEAUX

Tableau II.1	dimensionnement du tapis d'alimentation
Tableau II.2	dimensionnement de l'extracteur
Tableau II.3	dimensionnement des pompes d'alimentation
Tableau II.4	évaluation de la puissance utile de la chaudière
Tableau II.5	dimensionnement du décanteur
Tableau II.6	dimensionnement de la colonne
Tableau II.7	variation de la charge thermique en fonction de la température dans le rebouilleur
Tableau II.8	dimensionnement des échangeurs de chaleur
Tableau II.9	dimensionnement de la tour
Tableau IV.1	état des importations en 1996
Tableau IV.2	état des importations en 1997
Tableau IV.3	état des importations en 1998
Tableau IV.4	évolution de la production
Tableau IV.5	évolution des annuités
Tableau IV.6	résultats d'exploitation

LISTE DES FIGURES

- Fig. I.1 procédure générale de développement des procédés
- Fig. I.2 schéma de l'unité d'extraction des huiles essentielles
- Fig. II.1 système d'alimentation et de lavage du solide
- Fig. II.2 appareil de distillation en continu des plantes aromatiques
- Fig. II.3 caractéristiques internes de l'extracteur
- Fig. II.4 alimentation du solide et évacuation des vapeurs de tête
- Fig. II.5 système d'évacuation des déchets
- Fig. II.6 décanteur huile - eau
- Fig. II.7 évolution de la perte de charge en fonction du débit gazeux
dans la colonne de séparation pentane - huile essentielle.
- Fig. II.8 évaporateur à tubes verticaux longs
- Fig. II.9 profil de température dans le condenseur

PRINCIPAUX SYMBOLES ET NOTATIONS



a	aire interfaciale spécifique par unité de volume [1/m]
apas	aire de passage [m ⁻²]
at	section de tubes [m ²]
Ao	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]
Cs'	concentration adimensionnelle de soluté dans la phase dispersée [Kg / m ³]
d	diamètre interne de la tige de la vis convoyeuse [m]
deq	diamètre équivalent de la calandre [cm]
dp	diamètre moyen des particules [μ]
dp'	diamètre du garnissage [cm]
D	diamètre [m]
D'	diamètre interne de l'enveloppe [m]
Dca	diamètre interne de calandre [cm]
Dce	diamètre externe de la calandre [cm]
e	épaisseur [mm]
e'	épaisseur de l'enveloppe [mm]
ei	épaisseur de calorifuge [mm]
ev	quantité d'eau évaporée [Kg / hr]
E	coefficient de soudure
E	efficacité de la pompe
EM	efficacité de Murphree
f	facteur de friction
F	facteur de forme
FF	résistance d'encrassement [1/(Kcal / hr.m ² .°C)]
Fs	facteur de sécurité
g	accélération de la pesanteur, g = 9.81 m / s ²
G	hauteur du garnissage [m]
h	coefficient de film [Kcal / hr.m ² .°C]
hb	coefficient de film en régime d'ébullition nucléée [Kcal / hr.m ² .°C]
hf	hauteur différentielle [.m]
hto	coefficient de film côté tube, rapportée à la surface externe [Kcal / hr.m ² .°C]
htw	coefficient de film tube - paroi [Kcal / hr.m ² .°C]
H	hauteur [m]
Hair	enthalpie massique de l'air [Kcal / Kg]
HEPT	hauteur équivalente à un plateau théorique [m]
Hr	rétenion du liquide dans la colonne [m ³ / m ³]

H_{rw}	rétention 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'	distance entre la tôle interne et externe de l'extracteur [m]
L_t	longueur du tube de l'extracteur [m]
m	constante d'équilibre
nt	nombre d'étages théoriques
N	vitesse de rotation de la vis convoyeuse [tr / mn]
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 côté 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	résistance thermique [1/(Kcal / hr.m ² .°C)]
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 [m / s]
v_T	vitesse limite [m / s]
V	volume [m ³]
VVH	vitesse spatiale [Kg / m ³ . hr]
W	débit massique [Kg / hr]
x	nombre de plateaux ou de support de garnissage
X	taux de vaporisation
Y	concentration de soluté dans la phase continue [Kg / m ³]
Z	nombre de spires de la vis convoyeuse

SYMBOLES

α	coefficient de partage
ϕ	débit volumique [m^3 / s]
λ	conductivité thermique [$Kcal / hr.m.^{\circ}C$]
Λ	facteur d'extraction
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
H	horizontale
L	liquide
L1	phase organique
L2	phase aqueuse
s	en sortie
t	tube
v	valeur
VL	liquide - vapeur

EXPOSANTS

* à l'équilibre

INTRODUCTION

L'importance économique des huiles essentielles est considérable ; en effet ces dernières trouvent des applications dans différents secteurs industriels ; comme l'industrie alimentaire, pharmaceutique, cosmétique ; ainsi que l'industrie des parfums [1].

En Algérie, la production d'huiles essentielles est quasi – inexistante ; en effet les besoins sont couverts par l'importation , qu'entreprend divers utilisateurs.

Le procédé utilisé pour l'obtention d'huiles essentiel est l'extraction cette dernière étant basée sur des phénomènes de transfert de matière ; ce qui implique des problèmes très délicats, qui peuvent être résolus généralement par l'intermédiaire de la modélisation et la simulation des procédés de génie – chimique.

Des études préliminaires ont eu pour objet la modélisation de l'extraction solide – fluide et la simulation d'une unité d'extraction d'huiles essentielles par entraînement à la vapeur d'eau, ce qui a permis de nous offrir une base de données assez riche pour entreprendre notre étude qui consistera en un dimensionnement de trois unités (1 tonne / heure pentane, 100 Kg / heure pentane ; 100 Kg / heure hexane), ainsi qu'en une estimation du coût de chaque unité, une étude technico – économique et enfin une étude financière qui nous permettra de déterminer la rentabilité de chaque unité.

CHAPITRE I :

**DESCRIPTION
DES UNITES**

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

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

DESCRIPTION DES UNITES D'EXTRACTION DES HUILES ESSENTIELLES

Ces unités sont constituées de trois sections distinctes chacune.

I.1. SECTION DE RECUPERATION DE L'HUILE ESSENTIELLE

Cette section se compose, des équipements suivants :

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

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

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

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

I.2. SECTION DE RECUPERATION DE L'EAU PARFUMÉE

Cette section comporte :

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

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

I.3. SECTION DE RECUPERATION DE LA TISANE

Cette section est constituée par :

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

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

I.4. RESEAUX D'ACHEMINEMENT

L'unité est composée de trois réseaux :

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

I.5. BACS DE STOCKAGE

L'unité comporte les bacs de stockage suivants :

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

Le schéma de l'installation est présenté dans la figure I.2 ci-après.

CHAPITRE II :

**DIMENSIONNEMENT
DES PRINCIPAUX
EQUIPEMENTS**

II.1 . ALIMENTATION DU SOLIDE

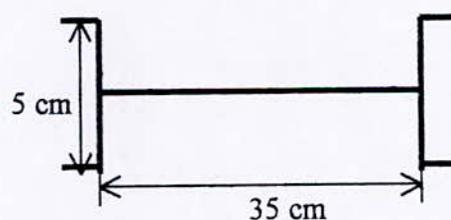
II.1.1 Notions théoriques

Le convoyage du solide par bande transporteuse est le moyen le plus employé en industrie. En effet, on peut l'utiliser, aussi bien, pour le convoyage de grandes quantités de solides (allant jusqu'à 5000 t/h) sur des dizaines de mètres et à des vitesses supérieures à 5 m/s ; que pour le convoyage de quelques kilogrammes sur des distances très courtes [3].

II.1.2 Calculs

Les solides sont distribués en continu sur une bande transporteuse perforée, le diamètre des orifices se situe entre 500 et 750 μ . Pour des solides ayant un diamètre moyen inférieur à 50 mm, l'épaisseur du tapis correspondante est de 35cm, de plus pour une capacité de 1 t/hr, la vitesse de la bande transporteuse est de $v = 1.05$ m/mn, la puissance linéaire nécessaire pour le convoyage du solide est aux environs de 11 w/m [3].

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



Si on considère un temps de contact de 5 mn, la longueur L de la bande transporteuse est $L = \tau.v = 5.25$ m.

L'eau est distribuée à travers des buses d'arrosage dont le flux est généralement situé entre 38 et 136 $m^3/(hr.m^2)$.

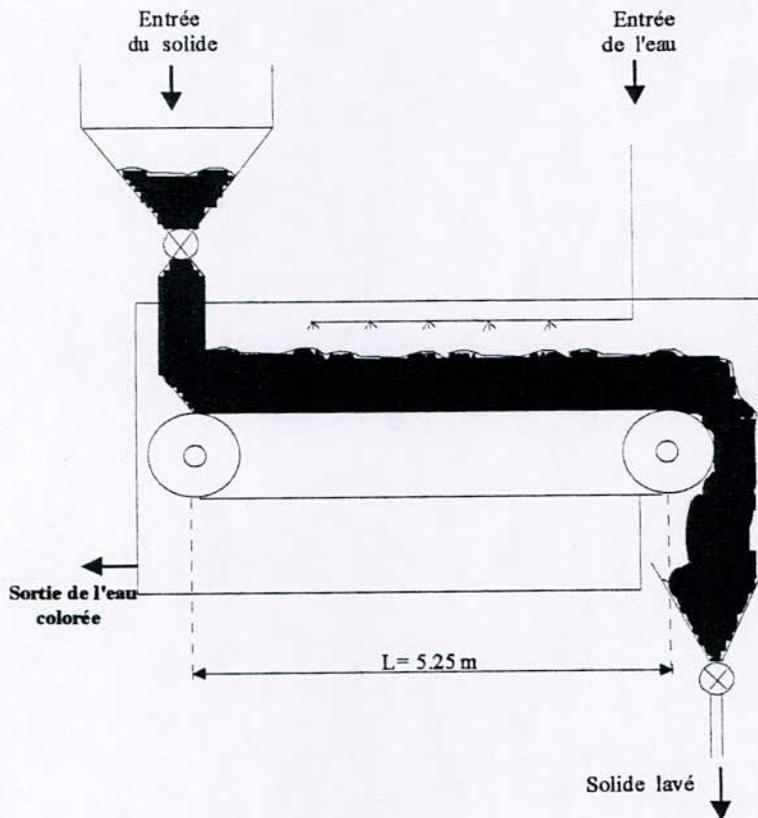


FIG II.1 : Système d'alimentation du solide

Le tableau II.1 ci-après donne les résultats obtenus pour les unités de 100 kg / hr pentane et hexane :

Tableau II.1 : Dimensionnement du tapis d'alimentation

	<u>Unités (100 kg/hr)</u>	<u>Unité (1000 kg/hr)</u>
Longueur de la bande (m)	3,45	5,25
Diamètre des orifices (micron)	500 à 1500	500 à 1500
Largeur du tapis (cm)	35	35

II.2 DIMENSIONNEMENT DE L'EXTRACTEUR

II.2.1 Détermination du nombre d'unités de transfert

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

Par définition, l'étage idéal assure deux fonctions :

- La mise à l'équilibre thermodynamique des phases sortantes.
- La séparation parfaite des deux phases sortantes, il n'y a pas d'entraînement mécanique d'une phase dans l'autre.

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

$$K_{od} a V (X_S - X_S^*) \quad (\text{II.1})$$

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

a l'aire interfaciale spécifique par unité de volume

V Le volume total des deux phases à l'étage .

X_S et X_S^* les valeurs de sortie de concentrations X et X^* exprimées en Kg/m^3

(X^* est la concentration théorique d'équilibre de la phase dispersée avec la phase continue).

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

$$\phi_{de} \cdot X_e - \phi_{ds} \cdot X_s = K_{od} \cdot a \cdot V (X_S - X_S^*) \quad (\text{II.2.a})$$

$$\phi_{ce} \cdot X_s^* - \phi_{cs} \cdot X_e = \alpha \cdot K_{od} \cdot a \cdot V (X_S - X_S^*) \quad (\text{II.2.b})$$

Avec :

ϕ_d et ϕ_c débits volumiques de chaque phase (d : dispersée, c : continue).

α coefficient de partage de soluté entre les deux phases.

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

$$X_e - X_s = N_{td} (X_s - X_s^*) \quad (\text{II.3.a})$$

$$X_s^* - X_e^* = \Lambda N_{td} (X_s - X_s^*) \quad (\text{II.3.b})$$

N_{td} 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 :

$$\Lambda = \alpha \phi_c / \phi_d \quad \text{et} \quad N_{tc} = N_{td} / \Lambda. \quad (\text{II.4})$$

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

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

où

V_d : volume du solide (m^3).

V_c : volume de la vapeur (m^3).

ϕ_c : débit volumique de la vapeur (m^3/s).

τ : temps d'extraction (s).

De ce fait le facteur d'extraction Λ est égal à :

$$\Lambda = \frac{m \cdot V_d}{V_c} \cdot \frac{\phi_c}{V_d} \cdot \tau = m = 0,34.$$

pour un contact à contre courant, le nombre d'unités de transfert relatif à la phase dispersée est donné par la relation de **Colburn** :

$$N_d = \frac{1}{1 - \Lambda} \ln \left[\frac{(1 - \Lambda)}{X_s'} + \Lambda \right] \quad (\text{II.5})$$

où X'_s : la concentration adimensionnelle de soluté dans la phase dispersée.

$$X'_s = \frac{mX_s - Y_e}{mX_e - Y_e} = \frac{X_s}{X_e} = 0.4.$$

En remplaçant Λ et X'_s dans l'équation (II.5), le nombre d'unités de transfert N_d obtenu est : $N_d = 1.48$.

Le nombre d'unités de transfert relatif à la phase continue est donné par :

$$N_c = \frac{N_d}{\Lambda}$$

$$N_c = 4.34$$

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

Le nombre d'étages théoriques qui sont nécessaire pour réaliser l'opération est [5] :

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

$$n_t = 2.69$$

Les conditions d'idéalité sont rarement réalisées dans les opérations industrielles, ce qui conduit à définir la notion de rendement ou d'efficacité d'étage afin de pouvoir utiliser dans la pratique les résultats des calculs théoriques. L'expression de l'efficacité de Murphree pour le cas d'un contact continu à contre courant, en considérant un écoulement piston pour la phase continue est [5] :

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

$$E_M = 0.81$$

II.2.3 - Caractéristiques 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 a 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 [6].

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

II.3.1 Données expérimentales et fixés

1. Données expérimentales

- Masse volumique apparente du solide $\rho_a = 267.9 \text{ kg/m}^3$,
- Masse volumique apparente du lit $\rho_{\text{lit}} = 256.2 \text{ kg/m}^3$,
- Temps de séjour du solide $T_s = 3 \text{ hr}$,
- Teneur initiale du soluté dans la matière végétale $X_e = 0.34 \%$,
- Masse volumique du solide $\rho_s = 474.3 \text{ kg/m}^3$,
- Diamètre moyen des particules $d_p = 4 \times 10^{-3} \text{ m}$.

2 - Données fixées :

- Tonnage en solide égale à $\phi_d = 1$ t/hr,
- Diamètre de la tôle d'acier interne $D = 0.65$ m,
- Diamètre de la vis convoyeuse $d = 0.99D = 64.35$ cm (d'après [6]),
- Pas de vis convoyeuse $P = 0.5D = 32.50$ cm (d'après [6]),
- Diamètre externe de la tige de la vis convoyeuse,
 $d' = 0.095D = 0.062$ m (d'après [6]),
- Distance entre l'enveloppe externe et la tôle d'acier interne
 $L' = 0.1D = 0.065$ m (d'après [6]),
- Température d'entrée de la vapeur d'eau $T_f = 122$ °C,
- Pression d'entrée de la vapeur d'eau $P = 2$ bar.

Les expériences effectuées au laboratoire, et à l'échelle semi-pilote ont permis de déterminer cette vitesse spatiale, pour cela nous nous sommes situés dans les conditions les plus favorables, permettant une consommation de vapeur minimale.

$$VVH = \frac{\phi_c}{V_{lit}} = \frac{\phi_c \cdot \rho_{lit}}{M_s} = \frac{(5 \times 10^{-3}) \cdot (256.2)}{(200 \times 10^{-3})} \times 60$$

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

Avec

V_{lit} : volume du lit.

ρ_{lit} : densité apparente du lit.

M_s : Masse de matière végétale sèche.

II.3.2 - Etapes de Calcul

1 - Détermination de la vitesse d'écoulement du solide v_s

$$v_s = \frac{\phi d}{A}$$

avec A : Surface libre offerte à l'écoulement du solide,

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

de ce fait :
$$v_s = \frac{\phi d}{\rho_s \cdot A}$$

$$v_s = 6.412 \text{ m/hr}$$

2 - Estimation de la longueur de l'extracteur L

$$L = v_s \cdot \tau$$

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

On considère une structure horizontale, comportant 4 modules superposés, abritant chacun une vis sans fin. Chaque module, cylindrique, offre un parcours intérieur $L_t = 5$ mètres. La matière végétale est entraînée en continu du haut en bas de l'installation. La vapeur est, par contre injectée en bas de l'extracteur (voir fig II.2).

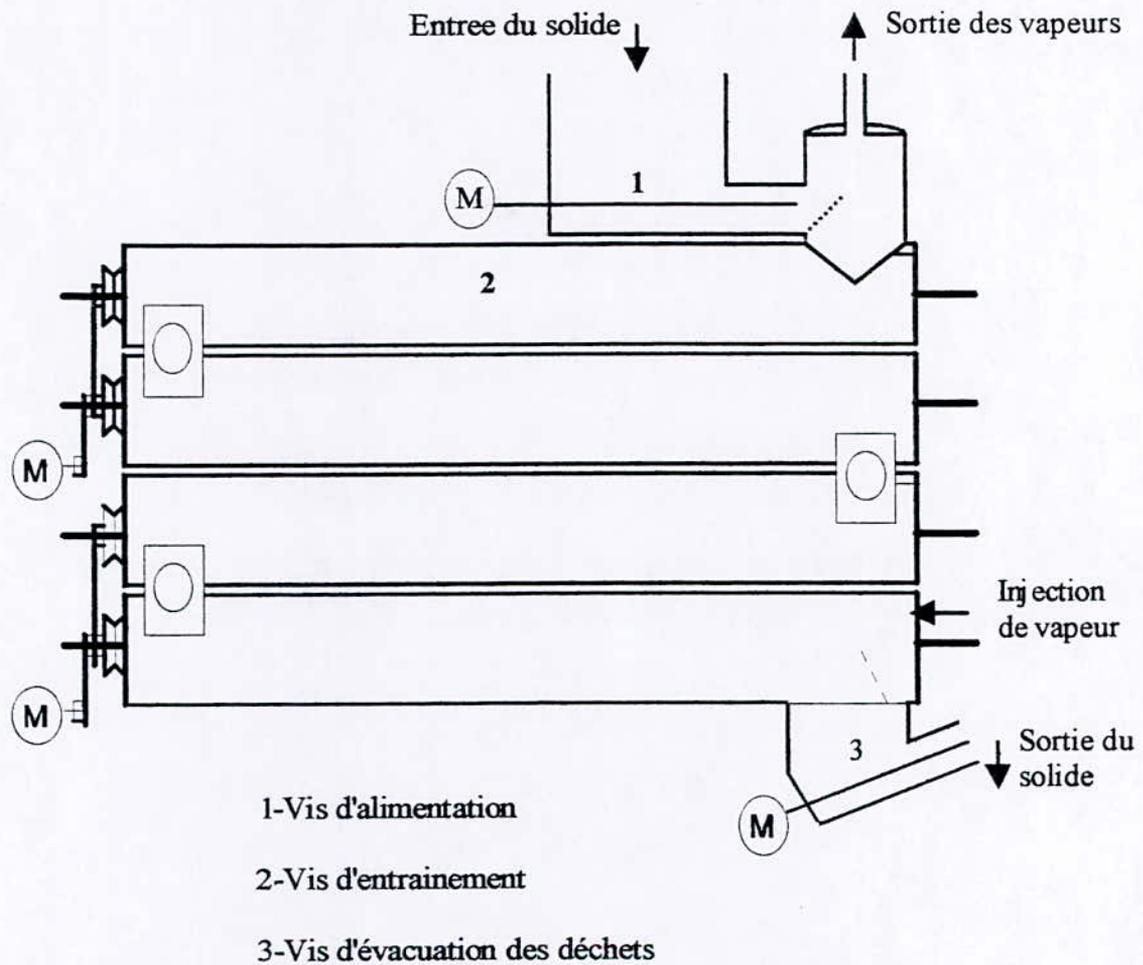


FIG II.2 : Appareil de distillation en continu des plantes aromatiques

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

La vapeur est injectée en bas de l'extracteur, elle va traverser un lit de particules de volume V égal à :

$$V = A \cdot L$$

$$V = 6.577 \text{ m}^3$$

Le débit de vapeur nécessaire est de $\phi_c = V \cdot (VVH)$

$$\phi_c = 980 \text{ kg / hr}$$

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

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

$$\rho_v = 0.945 \text{ Kg} / \text{m}^3,$$

$$\mu_v = 1.263 \cdot 10^{-5} \text{ Pl.}$$

$$v_f = \frac{\phi_c}{\rho_v \cdot (D - d)}$$

$$v_f = 1745.2 \text{ m/hr} = 0.485 \text{ m/s}$$

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

Le Reynolds correspondant à une vitesse horizontale de 0.485 m/s est :

$$Re = \frac{v_f \cdot D \cdot \rho_v}{\mu_v} = 23588$$

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

$$v_t = \left[\frac{3 \cdot D_p \cdot (\rho_s - \rho_f) \times g}{\rho_f} \right]^{1/2} \quad (\text{II.8})$$

Avec : g : Accélération de la pesanteur, $g = 9.81 \text{ m} / \text{s}^2$.

$$v_t = 7.68 \text{ m/s}$$

Puisque $v_f < v_t$, le dimensionnement est correct

6 - Calcul de la perte de charge

L'évaluation correcte des pertes de charges est très importante, aussi bien pour dessiner l'extracteur lui-même que pour assurer l'étanchéité dynamique de celui-ci. La perte de charge dans l'extracteur est obtenue à partir de la relation d'**Ergun** [6] :

$$\frac{\Delta P}{L} = A \frac{(1 - \varepsilon_{\text{lit}})^2}{\varepsilon_{\text{lit}}^3} \cdot \frac{\mu_f \cdot v_f}{d_p^2} + B \cdot \frac{(1 - \varepsilon_{\text{lit}}) \rho_f \cdot v_f^2}{\varepsilon_{\text{lit}}^3 d_p} \quad (\text{II.9})$$

où :

ε_{lit} : Porosité du lit,

μ_v : Viscosité dynamique du fluide (PI),

v_f : Vitesse superficielle du fluide (m/s),

d_p : diamètre moyen des particules (m).

Pour des lits homogènes, constitués par des particules sphériques de dimensions similaires, les coefficients A et B :

$$A = 150.$$

$$B = 1.75.$$

D'où :

$$\frac{\Delta P}{L} = 1511.75 \text{ Pa / m}$$

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

$$\Delta P = 30235 \text{ Pa}$$

La vis convoyeuse va créer une turbulence, donc une perte de charge supplémentaire. Cette perte de charge peut atteindre de 50 à 100 % de celle que l'on aurait dans la même longueur de tube sans vis convoyeuse [6].

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

$$\Delta P_{\text{totale}} = \Delta P + 0.75 \Delta P$$

$$\Delta P_{\text{totale}} = 6.10 \times 10^4 \text{ Pa}$$

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

$$Z = \frac{L_t}{P} = \frac{L_t}{32.5 \times 10^{-2}} = 16$$

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

8 - Vitesse de rotation de la vis convoyeuse N

$$N = \frac{L_t}{(P)(T_s)}$$

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

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

Selon le code ASME - section VIII - div.1 [4], l'épaisseur minimale de la tôle d'Acier inoxydable de forme cylindrique est donnée par :

$$e = \frac{P.D}{2SE - 1.2P} \quad (\text{II.10})$$

où

P : Pression effective (Psi)

S : contrainte admissible (Psi), S = 20000 Psi pour l'acier inoxydable de désignation ASTM A376 TP304 . [9]

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

Pour tenir compte des risques de corrosion, il est d'usage de majorer de $\frac{1}{6}$ inches au moins, l'épaisseur donnée par calcul.

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

$$e = 0.023 + \frac{1}{6}$$

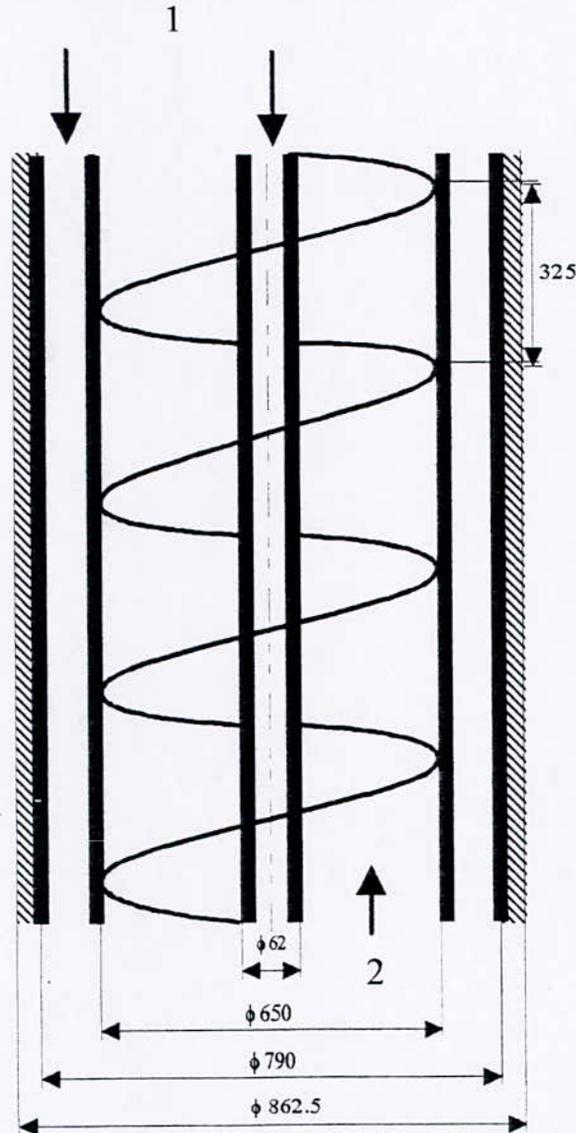
$$e = 0.190 \text{ in} = 4.83 \text{ mm.}$$

Selon les normes ANSI [4], pour un diamètre interne normalisé en acier de 0.65 m (25.59 in), l'épaisseur correspondante est de 4.92 mm (0.194 in). Selon les même normes, pour un diamètre interne de l'enveloppe $D' = 0.790$ m (31.124 in) l'épaisseur correspondante est $e' = 1.12$ cm (0.438 in).

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

$$e_0 = 0.169 \text{ in} \approx 4.5 \text{ mm}$$

(voir équation II.10)



- 1. Fluide caloporteur
- 2. Fluide d'extraction

FIG II . 3 : Caracteristiques internes de l'extracteur

11 - Echange de chaleur fluide caloporteur-milieu extérieur

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

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

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

L'échange de chaleur s'effectue par convection, entre l'eau et la face interne de l'enveloppe. Le flux échangé ϕ_1 s'écrit :

$$\phi_1 = h_1 \cdot S_1 \cdot (T_f - T_{P1}) \quad (\text{II.11})$$

Avec :

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

S_1 : Surface interne de la transmission de chaleur,

T_f : Température du fluide caloporteur (vapeur d'eau),

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

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

$$Nu = \frac{h_1(2L')}{\lambda}$$

avec :

λ : conductivité thermique de la vapeur d'eau.

La corrélation de **Dittus -Boelter** [8] permet d'obtenir le nombre **Nu** :

$$Nu = C . Re^m . Pr^{0.33} \quad \text{..(II.12)}$$

Le nombre **Nu** dépend des caractéristiques physiques ainsi que de la vitesse d'écoulement du fluide caloporteur. En industrie, on préfère travailler en régime turbulent ($Re > 2000$), ceci permet d'avoir un coefficient de film **h₁** plus élevé, et de ce fait un meilleur transfert de chaleur fluide - paroi.

Le débit du fluide caloporteur circulant dans l'enveloppe $\phi_v = 1690$ kg/hr

Les propriétés physiques du fluide caloporteur (vapeur d'eau) sont évalués à la température moyenne **T_m** du film, Soit $T_m = \frac{T_{p1} + T_f}{2}$.

Comme la température de surface **T_{p1}** n'est pas connue, nous attribuons une valeur voisine de celle du fluide à cette température. A partir de laquelle nous déterminerons les paramètres nécessaires av 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 chercher une nouvelle valeur du coefficient d'échange de chaleur et ainsi de suite.

Nous supposons que la température de la paroi **T_{p1}** est égale à 120 C°: La température moyenne du film $T_m = 121$ °C.

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

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

$$\lambda = 2.335 \times 10^{-4} \text{ w/ m.K}$$

$$C_p = 1.929 \text{ kJ/kg.K}$$

$$\mu = 1.335 \times 10^{-5} \text{ PI}$$

Ces valeurs nous permettent de calculer le nombre Reynolds **Re** et celui de Prandtl **Pr** :

$$Re = \frac{(\phi_c)(2L')}{\mu \left(\frac{\pi(D'+2e')^2 - D'^2}{4} \right)} \quad (\text{II.13})$$

$$Re = 4144.$$

$$Pr = \frac{(Cp)(\mu)}{2L'} \quad (\text{II.14})$$

$$Pr = 1.034$$

Pour $Re > 2000$ et $Pr > 0.6$ nous avons selon [9], $C = 0.26$ et $m = 0.6$.

soit :

$$Nu = 0.26 Re^{0.6} Pr^{0.33}$$

$$Nu = 380.924$$

Connaissant la valeur de **Nu**, nous pouvons déterminer **h₁**

$$h_1 = \frac{(Nu)(\lambda)}{2L'}$$

$$h_1 = 350.782 \text{ w/m}^2.\text{K}$$

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

le flux de chaleur ϕ_2 échangé par conduction à travers la paroi est donné par :

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

avec :

λ_p : conductivité thermique de l'acier utilisé,

T_{P2} : Température de la paroi externe de l'enveloppe,

L_t : Longueur d'un seul tube, soit $L_t = L / 4$.

11.3 - Chaleur émise à travers le calorifuge

Le flux de chaleur à travers le calorifuge s'écrit :

$$\phi_3 = \frac{2\pi(\lambda_c)(L_t)(T_{p3} - T_{p2})}{\text{Ln}\left(\frac{D'+2e'+2e_c}{D'+2e'}\right)} \quad (\text{II.15})$$

avec :

λ_c : Conductivité thermique du calorifuge utilisé, $\lambda_c = 0.660 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C}$ pour le polystyrène 50-650 ASTM C-578-696R2 [8],

T_{p3} : Température de la paroi externe du calorifuge,

e_c : Epaisseur du calorifuge utilisé.

11.4 - Echange de chaleur calorifuge-milieu extérieur

La face de calorifuge étant exposé à l'air, l'échange de chaleur s'effectue par convection naturelle. Le flux de chaleur ϕ_4 échangé par convection s'écrit :

$$\phi_4 = h_a S_4 (T_{p3} - T_{\text{air}}) \quad (\text{II.16})$$

avec :

h_a : Coefficient de transfert de chaleur entre l'air et la couche extérieur de la l'extracteur.

S_4 : La surface extérieur.

T_{air} : Température de l'air.

En supposant une température ambiante de 20 C° , les tables donnent un coefficient de transfert de chaleur h_a [3] :

$$h_a = 1.84 \Delta T_a^{1/4} = 1.84 (T_{p3} - T_{\text{air}})^{1/4} \quad (\text{II.17})$$

11. 5 - Calcul de l'épaisseur du calorifuge

Nous supposons que le matériaux utilisé est suffisamment conducteur, pour pouvoir négliger la résistance au transfert de chaleur, soit $T_{P1} = T_{P2}$. De plus, en régime permanent, tous les flux sont égaux ($\phi_1 = \phi_2 = \phi_3$). Le système d'équations à résoudre est le suivant :

$$\phi_1 = h_1(\pi D')(L_t)(T_f - T_{P1}) = 419.22 .(T_f - T_{P1})$$

$$\phi_2 = \frac{2\pi(\lambda_c)(L_t)(T_{P3} - T_{P2})}{\ln\left(\frac{D'+2e'+2e_c}{D'+2e'}\right)} = \frac{1,1162}{\ln\frac{B}{A}} (T_{P1} - T_{P2})$$

$$\phi_3 = h_a[\pi(D' + 2e' + 2e_c)](L_t)(T_{P3} - T_a) = 22.02 .B .(T_{P3} - T_a)^{5/4}$$

Avec : $A = D' + 2e'$ et $B = D' + 2e' + 2e_c$

L'égalité des deux dernières équations nous donne :

$$\frac{1,1162}{\ln\frac{B}{A}} (T_{P1} - T_{P2}) = 22.02 .B .(T_{P2} - T_a)^{5/4}$$

d'où nous tirons :

$$T_{P1} = T_{P2} + 18.95B . \ln\frac{B}{A} (T_{P2} - T_a)^{5/4} \quad (\text{II.18})$$

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

$$\ln\frac{B}{A} = 0.0609 \text{ soit } \frac{B}{A} = 1.06$$

Ainsi, le diamètre externe du calorifuge a comme valeur :

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

En remplaçant dans l'équation (II.11), nous obtenons la valeur de T_{P1} :

$$T_{P1} = 121.4 \text{ C}^\circ$$

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

$$e_c = \frac{B - A}{2}$$

$$e_c = 2.45 \text{ cm}$$

Afin de minimiser les pertes de chaleur vers le milieu extérieur, le corps de l'extracteur sera recouvert d'une couche d'isolant de 2.45 cm d'épaisseur.

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

12.1 - Bac de garde

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

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

Pour une hauteur du bac cylindrique $H_b = 1 \text{ m}$, le diamètre du bac D_b correspondant est :

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

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

12.2 - Conduite d'Alimentation du Solide

12.2.1 - Données fixes

Diamètre de la conduite d'alimentation : $D_1 = \frac{D}{2} = 0.325 \text{ m.}$

Longueur de la conduite d'alimentation : $L_1 = 0.5 \text{ m.}$

Diamètre de la vis d'alimentation : $d_1 = 0.99D_1 = 0.322 \text{ m.}$

Pas de la vis d'alimentation : $P_1 = 0.5D_1 = 1.625 \times 10^{-1} \text{ m.}$

Diamètre de la tige de la vis d'alimentation : $d_1' = 0.095D_1 = 3.08 \text{ cm.}$

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

$$Z = \frac{(L_1 + 0.5)}{P_1}$$

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

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

$$T_s = \frac{[\pi(D_1 - d_1')].(L_1 + 0.5)}{4(\phi_d / \rho_s)} \times 60$$

$$T_s = 6.57 \text{ mn}$$

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

$$N = \frac{L_1}{P_1 \cdot T_s}$$

$$N = 0.91 \text{ tr/mn.}$$

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

Selon le code ASME-Section VII-Div.1 [9] :

$$e_b = 0.172 \text{ in} = 4.3 \text{ mm} \approx 4.5 \text{ mm}$$

et de même : $e_1 = 0.176 \text{ in} \approx 4.5 \text{ mm}$ (voir équation II.10)

avec :

$$P = 1 \text{ atm} = 14.69 \text{ psi}$$

$$E = 0.85$$

$$S = 20000 \text{ psi pour l'acier inoxydable ASTM A376 TP304 [9].}$$

13 - Conduite d'évacuation des vapeurs de tête

Afin d'éviter l'entraînement des vapeurs de tête vers le bac d'alimentation, l'utilisation d'un déflecteur s'impose. 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 30 cm. (Voir figure II.4).

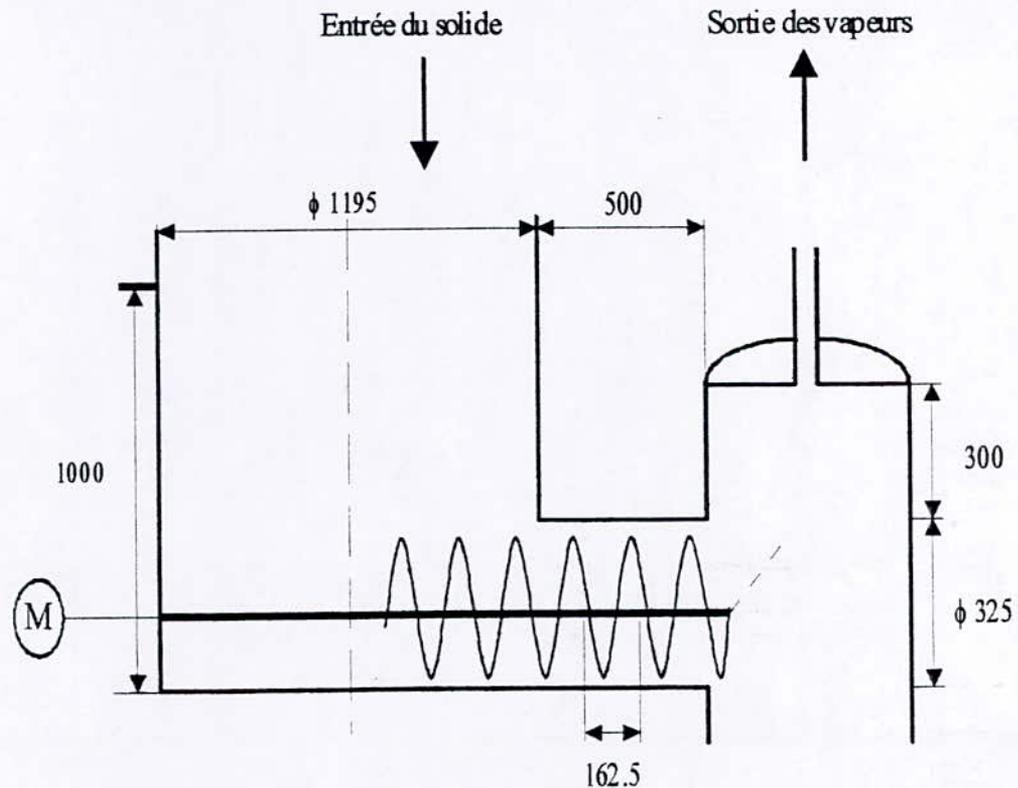


FIG II.4 : Alimentation du solide et évacuation des vapeurs de tête

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

Selon le code ASME - Section VII- Div.1

$$e_F = 0.9 \text{ in} = 4.83 \text{ mm} \approx 5 \text{ mm.}$$

avec :

$$P = 2 \text{ bar} = 28.46 \text{ psi}$$

$$E = 0.85$$

$$S = 20000 \text{ psi}$$

14- Evacuation des déchets

14.1 - Données fixées

Diamètre de la conduite d'évacuation : $D_2 = 0.325 \text{ m}$,

Longueur de la conduite d'évacuation : $L_2 = 1 \text{ m}$,

Diamètre de la vis convoyeuse : $d_2 = 0.99D_2 = 0.322 \text{ m}$,

Pas de la vis $P_2 = 0.5D_2 = 1.625 \times 10^{-1} \text{ m}$,

Diamètre de la tige de la vis convoyeuse : $d'_2 = 0.095D_2 = 3.087 \text{ cm}$.

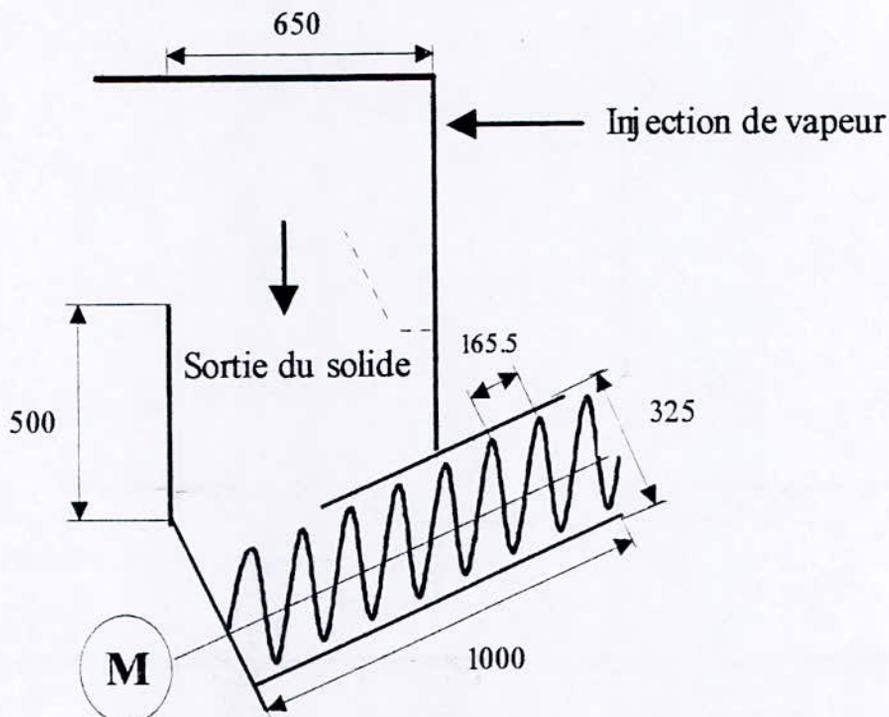


FIG II.5 : Système évacuation des déchets

14.2 - Nombre de spires de la vis convoyeuse Z

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

$$Z = 7 \text{ Spires}$$

14.3 - Temps de séjour du solide dans la conduite d'évacuation T_s

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

$$T_s = 6.57 \text{ mn}$$

14.4 - Vitesse de rotation de la vis convoyeuse N

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

$$N = 0.91 \text{ tr/mn}$$

15- Calcul du poids de l'extracteur

En vue d'une estimation du cout de l'extracteur, nous nous sommes propose de determiner son poids global .

Selon [9], 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

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

$$M_b = 171.93 \text{ kg}$$

15.2 - Poids de la conduite d'alimentation du solide M_1

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

$$M_1 = 18.00 \text{ kg}$$

15.3 - Poids de la tôle interne d'acier inoxydable du corps de l'extracteur M

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

$$M = 1675.84 \text{ kg}$$

15.4 - Poids de l'enveloppe M'

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

$$M' = 4356.34 \text{ kg}$$

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

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

$$M'' = 210.74 \text{ kg}$$

15.6 - Poids de la conduite d'évacuation des déchets M_2

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

$$M_2 = 36.00 \text{ kg}$$

15.7 - Poids total de l'extracteur M_{total}

$$M_{\text{total}} = M_b + M_1 + M + M' + M'' + M_2$$

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

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

Le tableau II.2 ci-après donne les résultats obtenus pour les unités de 100 kg/hr pentane et hexane sont :

Tableau II.2 : Dimensionnement de l'extracteur

	<u>Unités de 100 kg/hr</u>	<u>Unité de 1000 kg/hr</u>
ALIMENTATION DE L'EXTRACTEUR		
Diamètre de la conduite	0,11 m	0,325m
Longeur de la conduite	0,5 m	0,5 m
Diamètre de la vis	0,108 m	0,322 m
Pas de la vis	0,055 m	0,1625 m
Diamètre de la tige de la vis	0,0105 m	0,0308 m
EXTRACTEUR		
Débit du solide	100 kg/hr	1000 kg/hr
Diamètre de la tole d'acier interne	0,22 m	0,65 m
diamètre de la vis convoyeuse	0,218 m	0,6435 m
Pas de la vis convoyeuse	0,11 m	0,325 m
Diamètre de la tige de la vis convoyeuse	0,0209 m	0,062 m
Longeur de l'extracteur	17 m	20 m

II.3 - POMPE D'ALIMENTATION DE L'EAU DE CHAUDIERE

II.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 [10].

II.3.1.1 - Caractéristiques techniques des pompes utilisées

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

II.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. Cette cavitation peut être à l'origine de bruit, de vibrations et de chutes de performance de la pompe [11].

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 :

$$NPSH_{av} = (P - P_v) \cdot \rho \quad (\text{II.19})$$

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 aa l'aspiration $NPSH_{req}$ de la pompe et $NPSH_{av}$ lie 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 que réside une part importante du coût de la station de pompage [11].

II.3.2 - Dimensionnement de la pompe

1- Calcul de la pression d'aspiration P_a

Bac de stockage	14.50 psia
Hauteur du bac de stockage : 5m	+ 6.39 psia
Frictions	
Contraction	- 0.50 psia
Tuyauterie	- 0.50 psia
Vanne	- 0.20 psia

$$P_a = 19.69 \text{ psia} = 1.36 \text{ bar.}$$

2 - Calcul de la pression de refoulement P_r

Chaudière	29 psia
Frictions	
Tuyauterie	+ 2 psia
Vanne (2)	+ 0.40 psia
	<hr/>

$$P_r = 31.4 \text{ psia} = 2.16 \text{ bar}$$

3 - Calcul de la hauteur différentielle h_r

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

$$h = \frac{(P_r - P_a) \cdot (2.31)}{\rho} \quad (\text{II.20})$$

Avec :

ρ : densité de l'eau , $\rho = 0.980$.

d'où :

$$h = 27.6 \text{ ft.}$$

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

$$h_r = h + 0.1h$$

$$h_r = 30.36 \text{ ft}$$

4 - Calcul du NPSHA

$$\text{NPSHA} = \frac{2.31(P_a - P_v)}{d} - h_f \quad (\text{II.21})$$

Avec :

P_v : Tension de vapeur du liquide, $P_v = 3.55$ psia,

h_f : Perte de charge due au frictions en amont de la pompe $h_f = 2.83$ ft.

d'où :

$$\boxed{\text{NPSHA} = 34.53 \text{ ft}}$$

5 - Calcul de la puissance hydraulique de la pompe HHp

$$\text{HHp} = \frac{1.2(Q).(h_f).(d)}{3960} \quad (\text{II.22})$$

Avec :

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

D'où

$$\boxed{\text{HHp} = 2.524 \text{ hp}}$$

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

A partir de la courbe de performance de la pompe [13], nous obtenons suivant le débit utilisé, les dimensions suivantes :

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

Selon [13], l'efficacité de la pompe est $E = 0.45$.

De ce fait :

$$BHp = \frac{HHp}{E} \quad (II.23)$$

$BHp = 5.610 \text{ hp}$

Le tableau II.3 ci-après donne les résultats obtenus pour les unités de 100 kg/hr pénétrant et hexane sont :

Tableau II.3 : Dimensionnement des pompes d'alimentation

	<u>Unités (100 kg/hr)</u>	<u>Unité (1000 kg/hr)</u>
Pression d'aspiration (bar)	1,025	1,39
pression de refoulement (bar)	2,78	2,86
Hauteur différentielle (m)	18,45	9,25
NPSHA (m)	10,55	10,52
Puissance hydraulique (hp)	0,032	2,52
puissance du moteur (hp)	0,24	5,61

II.4 - LA CHAUDIERE

II.4.1 - Notions théoriques

Le rôle d'une chaudière est essentiellement de transmettre de l'énergie apparaissant sous forme de chaleur (avec ou sans combustion) à de l'eau sous pression pour obtenir soit de l'eau surchauffée, soit de la vapeur [14].

Les chaudières électriques, dont on voudrait faire électrique en chaleur et de transmettre celle-ci à de l'eau. Ces chaudières se caractérisent par leur faible encombrement, par leur haute sécurité de fonctionnement, ainsi que par leur mise en service en rapide [15].

Notre choix s'est porté sur les chaudières à thermoplongeurs (voir fig II.8), 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 immergés dans l'eau à chauffer, soit par des résistances bobinés 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. La puissance des appareils industriels varie de quelques dizaines de kilowatts à 8000 kilowatts au maximum [15].

II.4.1.1 - Puissance de la chaudière

Avant de pouvoir définir les dimensions du matériel et en prétendre à toute recherche de conditions de fonctionnement, il est nécessaire pour une allure déterminée de la chaudière d'effectuer les calculs préalable .

- **la puissance utile :**

C'est l'énergie transmise aux 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 [15] .

- **La puissance introduite :**

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

Le rendement comprend les divers pertes éventuelles suivantes par :

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

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

Le Tableau II.4 ci-après donne l'évaluation de la puissance utile de la chaudière:

Tableau II.4 : Evaluation de la puissance utile de la chaudière

	<u>Unités (100kg/hr)</u>	<u>Unité (1000kg/hr)</u>
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

II.5 - LE DECANTEUR

II.5.1 - Notions théoriques

Les décanteurs sont des appareils dans lesquels les deux phases immiscibles sont séparées par gravité, c'est un procédé très fréquemment utilisé en industrie par suite de sa simplicité et de son faible coût [16].

L'étude de la décantation est basée sur le déplacement des particules en suspension dans une phase continue qui s'effectue vers le haut (la phase lourde est la phase continue) ou vers le bas (la phase légère est la phase continue) avec une vitesse limite v_t . [17].

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

$$v_t = \frac{2.0615 \times 10^{-5} \cdot d_p^2 \cdot (\rho_2 - \rho_1)}{12\mu} \quad (\text{II.24})$$

avec :

d_p : diamètre moyen des gouttelettes [μ].

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

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

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

v_t : Vitesse limite [ft/mn].

La décantation peut être établie dans des séparateurs horizontaux ou verticaux, toutefois les décanteurs horizontaux sont les plus utilisés, car ils offrent une plus grande aire interfaciale, ce qui permet un meilleur échange. Le calcul des décanteurs est basé sur le temps de séjour qui doit être supérieur ou égal au temps de décantation des phases [16].

II.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 150μ , 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 60μ .

II.5.2.1 - Données de base

- Temps de séjour: $T_s = 3 \text{ hr}$
- Débit de la phase organique : $W_1 = 102.821 \text{ kg / hr.}$
- Débit de la phase aqueuse : $W_2 = 980 \text{ kg / hr.}$
- Densité de la phase organique : $\rho_1 = 0.573$
- Densité de la phase aqueuse : $\rho_2 = 0.997$

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

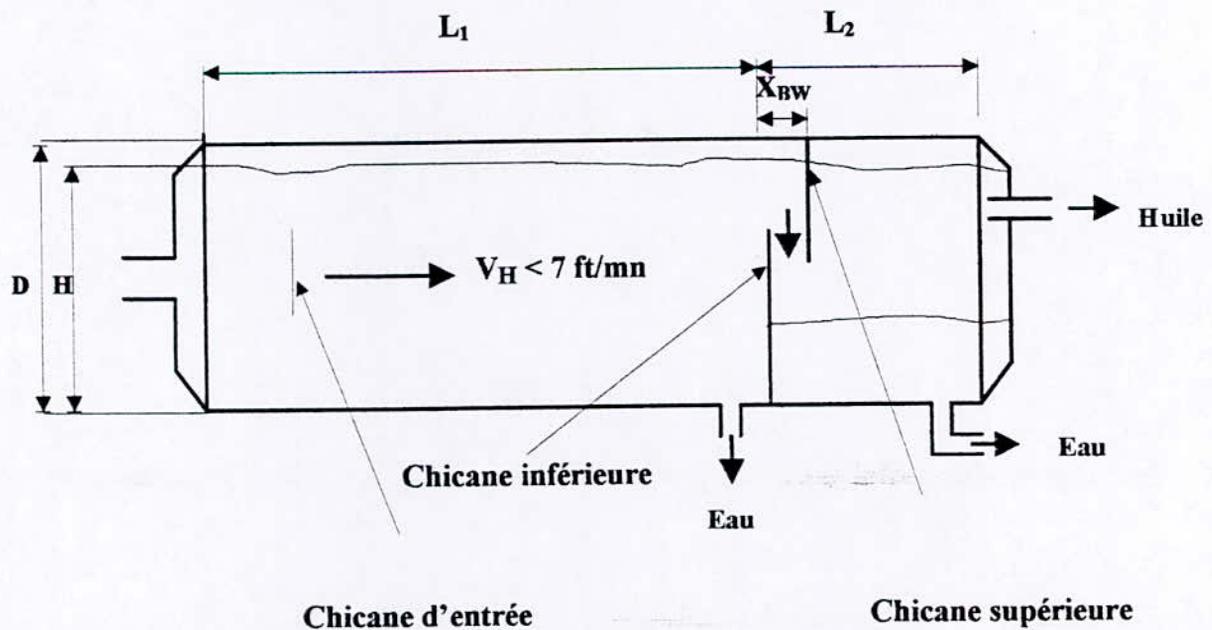


FIG II.6 : Décanteur huile - eau

Pour un décanteur horizontal nous avons les spécifications suivantes :

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

II.5.2.2 - Etapes de calcul

1 - Détermination des facteurs de forme F_{11} et F_{21} pour la 1^{ère} section

A partir des données bibliographiques [18] nous obtenons:

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

Avec H_{11} : hauteur de la phase organique dans la première section,
 H_{21} : hauteur de la phase aqueuse dans la première section.

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

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

En utilisant les données bibliographiques [18] nous obtenons :

$F_{11} = 0.84$ pour la phase organique

$F_{21} = 0.83$ pour la phase aqueuse

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

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

$\frac{H_{22}}{D} = 0.51$ 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 :

$$F_{12} = 0.9$$

pour la phase organique.

$$F_{22} = 0.79$$

pour la phase aqueuse. (voir étape précédente)

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

Nous avons, pour chacune s des sections :

$$\begin{cases} L_1.D.(F_{11} H_{11} + F_{21} H_{21}) = \left(\frac{W_1}{\rho_1} + \frac{W_2}{\rho_2} \right). T_{r1} \\ L_2.D.(F_{12} H_{12} + F_{22} H_{22}) = \left(\frac{W_1}{\rho_1} + \frac{0.2W_2}{\rho_2} \right). T_{r2} \end{cases} \quad (II.25)$$

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

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

Soit :

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

A.N :

$$0.636.L_1.D^2 = T_{r1}$$

$$1.98.L_2.D^2 = T_{r2}$$

De ce fait $(0.636L_1 + 1.98 L_2).D^2 = (T_{r1} + T_{r2}) = 3 \text{ hr.}$

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

$$\begin{cases} (0.636L_1 + 1.98.L_2)D^2 = 3 \\ \frac{L_1}{D} = 3 \\ \frac{L_2}{D} = 1 \end{cases} \quad (\text{II.26})$$

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

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

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

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

$A_{1\min}$

La vitesse maximale d'écoulement de l'eau est fixée, selon [18], à $v_{\max} = 1.1 \text{ ft/mn}$.

$$A_{1\min} = \frac{W_2}{v_{\max} \cdot \rho_2} \left(\frac{35.31}{60} \right) \quad (\text{II.27})$$

$$A_{1\min} = 0.55 \text{ sq.ft} = 0.051 \text{ m}^2$$

$$D.L_1 = 2.54 \text{ m}^2 > A_{1\min}$$

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 [18] est fixé à 0.2 ft / mn .

$$A_{2\min} = \left(\frac{W_1}{\rho_1} + \frac{0.2W_2}{\rho_2} \right) \cdot \left(\frac{1}{v_{\max}} \right) \cdot \left(\frac{35.31}{60} \right) \quad (\text{II.28})$$

$$A_{2\min} = 1.11 \text{ cu.ft} = 0.103 \text{ m}^2$$

$$D.L_2 = 0.85 \text{ m}^2 > A_{2\min}$$

7 - 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 II.24 :

$$v_{T1} = 1.14 \text{ ft/mn}$$

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

Pour $d_p = 50\mu$ nous obtenons :

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

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

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

$$v_{H1i} = \frac{W_1}{\rho_1 \cdot F_{1i} \cdot D \cdot H_{1i}} \quad (\text{II.29})$$

Celle relative à l'eau est donnée par :

$$v_{H2i} = \frac{W_2}{\rho_2 \cdot F_{2i} \cdot D \cdot H_{2i}} \quad (\text{II.30})$$

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

$i = 2$, pour la seconde section.

A partir des équations précédentes, nous obtenons :

Pour la première section ;

$$v_{H11} = 0.10 \text{ ft/mn et } v_{H21} = 0.08 \text{ ft/mn,}$$

Pour la seconde section :

$$v_{H12} = 0.02 \text{ ft/mn. Et } v_{H22} = 0.03 \text{ ft/mn.}$$

Puisque :

$$v_{H11} < 15v_{T1} \text{ et } v_{H21} < 15 v_{T1}$$

$$v_{H12} < 15v_{T2} \text{ et } v_{H22} < 15v_{T2}$$

Le dimensionnement est correct

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

selon [18] :

$$H_{B1} = 0.85D, \text{ d'où } H_{B1} = 0.78 \text{ m}$$

$$H_{B2} = H_{B1} - 0.1D, H_{B2} = 0.69 \text{ m.}$$

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

Selon [41] :

$$X_{BW} = \frac{138 \times 10^{-4}}{D} \times \left(\frac{W_1}{\rho_1} + \frac{W_2}{\rho_2} \right) \quad (\text{II.31})$$

$$X_{BW} = 0.06 \text{ mm.}$$

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

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

L'épaisseur de la virole cylindrique t est :

$$t = 0.19 \text{ in} \approx 0.2 \text{ in} = 5 \text{ mm} \quad (\text{voir équation II.10})$$

L'épaisseur du fond plat, selon [4], est donnée par l'expression :

$$t' = \frac{0.885PD}{SE - 0.1P} + \frac{1}{6} \quad (\text{II.33})$$

D'où : $t' = 0.19 \text{ in} \approx 0.2 \text{ in} = 5 \text{ mm}.$

Avec : $E = 0.85,$

$S = 20000 \text{ psi}.$

18 - Calcul du poids du décanteur M

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

Ainsi :

$$M = \rho.t.(\pi.D L + 2(0.842D^2)) \quad (\text{II.34})$$

$$M = 483.84 \text{ kg.}$$

Le tableau II.5 ci-après donne les résultats obtenus pour les unités de 100 kg/hr pentane et hexane sont :

Tableau II.5 : Dimensionnement du décanteur

	pentane(1000 kg/hr)	pentane(100 kg/hr)	hexane(100 kg/hr)
D (m)	0,92	0,43	0,43
L (m)	3,68	1,72	1,72
HB1 (m)	0,78	0,37	0,37
HB2 (m)	0,69	0,33	0,33
HB (cm)	4,64	2,15	2,15
H' B (cm)	2,35	1,1	1,1
Dmin (cm)	2,64	2,64	2,64
e (cm)	5	5	5
é (cm)	5	5	5
M (kg)	483,84	104,8	104,8

II.6 - COLONNE DE SEPARATION SOLVANT-HUILE ESSENTIELLE

II.6.1 - Notions théoriques

Pour séparer les constituants d'un mélange miscible par distillation, les colonnes à garnissage sont quelquefois employées concurremment avec les colonnes à plateaux.

Tandis qu'une colonne à plateaux constitue un ensemble d'étages de contact distincts, une colonne à garnissage réalise un contre courant à contact continu : les phases 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 [16].

Les colonnes à garnissage sont employées dans le cas où le diamètre est inférieur à 3m, elles pressentent par rapport aux colonnes à plateaux les avantages suivants :

- prix moins élevé par unité de volume.
- faible perte de charge, ce qui est particulièrement intéressant lorsqu'on travaille à faible pression.
- rétention peu importante.

Les anneaux les plus courants dans l'industrie sont les anneaux Raschig. On utilise le plus souvent des anneaux en céramique ou en porcelaine, bon marché et de plus résistants à la corrosion. 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, il est nécessaire de maintenir le garnissage en place par une grille au sommet de chaque section de façon à éviter tout entraînement par le gaz [16].

• 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 celle 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 [19].

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 [4].

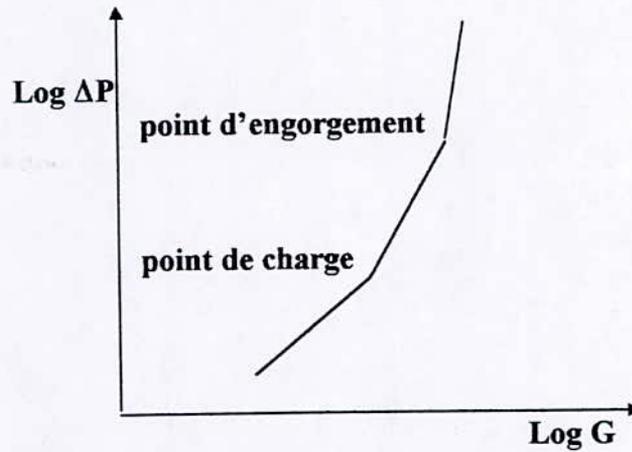


FIG II.7 : Evolution de la perte de charge en fonction des débits gazeux pour un débit Log G liquide constant dans une colonne à garnissage

II.6.2 - Dimensionnement de la colonne

II.6.2.1 - Données de base

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

	Sommet de colonne	Fond de colonne
Débit vapeur (lb/hr)	548.40	564.69
Débit liquide (lb/hr)	328.64	487.57
Densité vapeur (lb/cu.ft)	0.184	0.184
Densité liquide (lb/cu.ft)	34.777	34.931

II.6.2. 2 - Etapes de calcul

1 - Détermination du diamètre de la colonne D

Pour une distillation atmosphérique, la perte de charge se situe entre 0.5 et 1inche d'eau par foot. En choisissant une perte de charge minimale de 0.5 inche, et en utilisant la figure II.7, nous obtenons :

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

$$R = 0.053 \quad (\text{II.35})$$

$$\text{Avec : } \frac{L}{G} \sqrt{\frac{\rho_G}{(\rho_L - \rho_G)}} = 0.0648$$

F : Coefficient spécifique au garnissage utilisé pour les anneaux Raschig

$$F = 1000 \text{ (tableau 9-23A [4]),}$$

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 (II.35) nous obtenons :

$$A = 1.335 \text{ sq.ft}$$

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

$$D = 1.305 \text{ ft} = 39.76 \text{ cm} \approx 40 \text{ cm.}$$

2 - Détermination du point de l'engorgement R_E

Pour des anneaux Rashig empilés en vrac, nous lisons sur la figure 9.13b [4], le point de l'engorgement : $R_E = 0.125$

La vitesse représente $\frac{R}{R_E} \times 100 = 42.40 \%$ de la vitesse de l'engorgement (inférieure à 60 %).

3 - Détermination du point de charge R_C

A partir de la figure 9.13b [4], nous lisons le point de charge : $R_C = 0.085$.

La vitesse représente $\frac{R_C}{R} \times 100 = 71.75 \%$ 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 [4] est la suivante :

$$\text{HEPT} = K_1 \cdot G'^{K_2} \cdot D^{K_3} \cdot Z^{1/3} \cdot (\alpha_{lh} \cdot \mu_L / \rho_L) \quad (\text{II.36})$$

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 [4] ;

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

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 $\alpha_{lh} = 21.18$,

$$\mu_L = 0.171 \text{ cP},$$

$$\rho_L = 0.558 \text{ g/cm}^3.$$

Nous supposons $Z = 16$ ft, en remplaçant dans l'équation (II.36), nous obtenons

$$\text{HEPT} = 5.32 \text{ ft}$$

La hauteur du garnissage nécessaire est $Z (\text{calculé}) = (N) \cdot (\text{HEPT})$

$$Z (\text{calculé}) = 15.95 \text{ ft}$$

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

$$HEPT = 5.32 \text{ ft}$$

$$Z \approx 16 \text{ Ft} = 4.88 \text{ m.}$$

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

$$L = 16 + 2$$

$$L = 18 \text{ ft} = 5.48 \text{ m.}$$

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

- La perte de charge dans le lit : $\Delta P_{lit} = 0.5.Z = 8 \text{ in d'eau.}$
- La perte de charge dans le distributeur : pour un distributeur intermédiaire séparant la zone de rectification et la zone d'épuisement, ainsi qu'un support de garnissage, nous avons :

$$\Delta P_d = (\Delta P_n). n = 0.8 \text{ in d'eau.}$$

Avec :

n : nombre de distributeurs, ou de supports.

ΔP_n : perte de charge par distributeur, égale à 0.4 selon la figure 9-21 [4].

La perte de charge totale dans la colonne :

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

$$\Delta P_t = 8.8 \text{ in d'eau}$$

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 :

$$h_w = 0.0004 \left(\frac{L'}{dp} \right)^{0.6} \quad (\text{II.37})$$

Avec :

dp : Diamètre équivalent du garnissage utilisé, pour des anneaux Rashig en céramique de diamètre nominal 3/8 in, dp = 0.35 in (obtenu à partir du tableau 9-1 [4]).

$$L' = \frac{L}{A} = 487.57 \text{ lb/hr.sq.ft}$$

$$h_w = 0.031 \text{ cu.ft (d'eau)/cu.ft (de colonne)}$$

6. 2 - Pour le liquide dans la colonne

A partir de la figure 9-28B [4], 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 [4], nous obtenons pour la densité, un facteur correctif de 1.5.

A partir de la figure 9-28D [4], nous obtenons pour la viscosité, un facteur correctif de 0.9.

De ce fait la rétention du liquide est :

$$h = h_w.(1.5).(0.35).(0.9)$$

$$h = 1.46 \cdot 10^{-2} \text{ cu.ft / cu.ft.}$$

6.3 - Charge maximale au point de l'engorgement

Selon le tableau 9-1[4], la fraction de vide pour des anneaux Rashig de diamètre nominal 3/8 in, est de 0.67.

Au point de l'engorgement, la masse de liquide M_L est égale à :

$$M_L = (\rho_L).(A).(L).(0.67) \quad (\text{II.38})$$

avec : $\rho_L = 34.852 \text{ lb / cu.ft.}$

$A = 1.335 \text{ sq.ft.}$

$L = 16 \text{ ft.}$

d'où : $M_L = 498.8 \text{ lb} = 226.25 \text{ kg.}$

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

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

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

$$M_{\text{sec}} = 1303 \text{ lb}$$

La charge maximale est de $1303 + 498.8 \approx 1802 \text{ lb.}$

En utilisant un facteur de sécurité de 10%, la charge maximale exercée sur le support est :

$$M_{\text{max}} = 1982.2 \text{ lb} = 899.72 \text{ kg.}$$

Le tableau II.6 ci-après donne les résultats obtenus pour les unités de 100 kg/hr pentane et hexane sont :

Tableau II.6 : Dimensionnement de la colonne

	pentane (1000 kg/hr)	pentane (100 kg/hr)	hexane (100 kg/hr)
D (cm)	40	6,9	6,85
G (m)	4,86	3,9	3,9
L (m)	5,48	4,5	4,5
Mmax (kg)	899,72	20,11	19,6

II.7 – DIMENSIONNEMENT DU BALLON DE REFLUX DE LA COLONNE**II.7.1 - Données de base**

- Temps de séjour $t_s = 5 \text{ mn}$
- Débit volumique $\Phi = 1.16 \times 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$

II.7.2 - Etapes de calcul**1 - Calcul du diamètre interne D et la longueur L du ballon horizontal**

Pour un ballon horizontal : $L = 3D$

Le volume du ballon V :

$$V = (\Phi \cdot (t_s \times 60)) = 38.47 \times 10^{-3} \text{ m}^3$$

$$\text{Aussi : } V = (\pi D^2 / 4) (3D) \quad (\text{II. 39})$$

$$\text{D'où } D = (4V / 3\pi)^{1/3}$$

$$D = 0.25 \text{ m}$$

Et

$$L = 0.76 \text{ m}$$

2 - Calcul des épaisseurs selon le code ASME – SECTION VII div -1

* Virole cylindrique : $e = 5 \text{ mm}$.

* Fonds plats : $e^p = 5 \text{ mm}$.

3 - Calcul du poids du ballon M

$$M = 27.5 \text{ Kg.}$$

II.8 - LES ECHANGEURS DE CHALEUR

II.8.1 - Notions théoriques

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 [19].

L'échangeur de chaleur est un des instruments clé du thermicien et de l'énergeticien, 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 [20].

II.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 [19].

Tout les éléments entrant dans la construction des échangeurs ont fait l'objet d'une normalisation publiée par la T.E.M.A (Standards of Tubular Exchanger Manufacturers Association,), les échangeurs à boîte tubulaire fixe sont 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) [21, 20].

II.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 [22].

Les condenseurs sont toujours des appareils à calandre et faisceau tubulaire, construits selon les mêmes plans que les échangeurs, de sorte que toutes les caractéristiques géométriques de ces derniers resteront valables. L'étude du transfert thermique en condensation est très compliqué en raison des interactions multiples de plusieurs paramètres, selon que la condensation ait lieu à l'intérieur ou à l'extérieur des tubes, ou que la vapeur à condenser soit simple ou complexe [16].

Un fluide en condensation est prévu à l'intérieur des tubes s'il est sous basse pression, si 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). Toute fois, 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 [20].

II.8.1.3 - Les évaporateurs

L'évaporateur est l'appareil, ou l'ensemble d'appareils, destinés à réaliser l'évaporation, c'est à dire le passage de tout ou une partie d'un liquide à l'état de vapeur.

L'évaporation peut être utilisée comme moyen de concentration. Le solvant vaporisé est le plus souvent de l'eau. Le moyen de chauffage le plus usité est la vapeur d'eau, que l'on récupère, en fin d'opération, sous forme de condensât.

II.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. Toute fois, 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 [102].

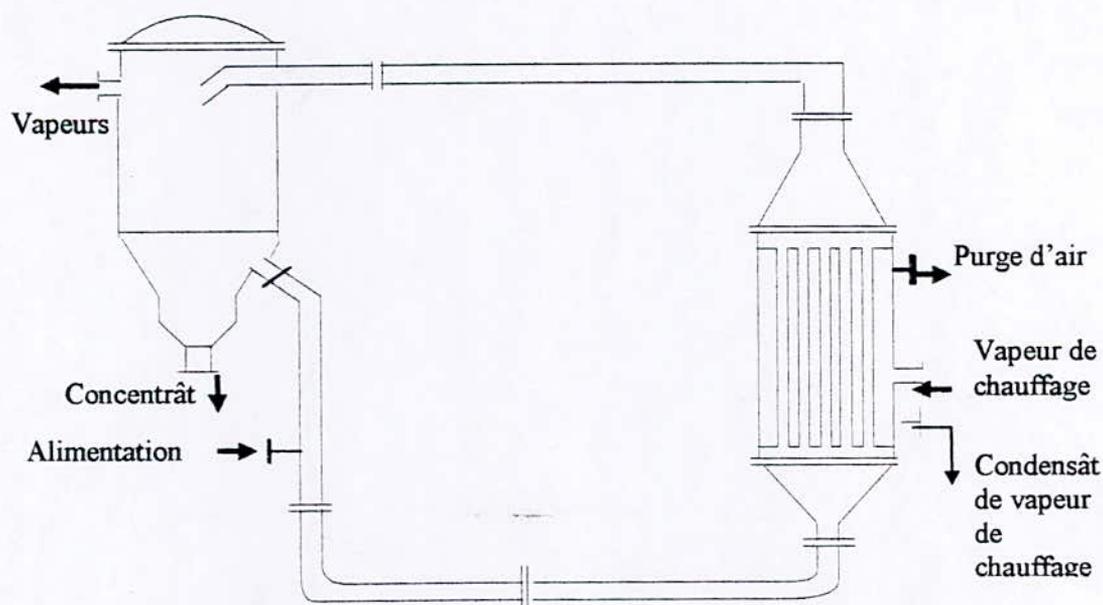


Fig II.8 : Evaporateur à tubes verticaux longs

II.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.

La perte de charge dans ces rebouilleur est très faible, de plus le niveau du liquide dans le rebouilleur est pratiquement le même que celui du fond de colonne; une très faible charge hydrostatique suffit alors pour faire circuler le liquide [19, 22].

II.8.2 - Dimensionnement des principaux échangeurs

II.8.2.1 - Dimensionnement du condenseur de tête de l'extracteur (C-1)

II.8.2.1.1 - Données de base

- Quantité de chaleur échangée $Q = 612063.41$ kcal/h.
- Quantité de chaleur nécessaire au désurchauffe de la vapeur $Q_V = 3910.96$ kcal/h.
- Quantité de chaleur nécessaire à la condensation $Q_C = 525486.80$ kcal/h.
- Quantité de chaleur nécessaire au refroidissement du condensât
 $Q_L = 82665.65$ kcal/h.

• Côté calandre

- Nature du fluide : eau de refroidissement.
- Température d'entrée $t_e = 20 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Chaleur spécifique $C_{p\text{eau}} = 1.149 \text{ kcal/kg }^\circ\text{C}$.
- Débit massique $W_{\text{eau}} = 8000 \text{ kg/h}$.

• Côté tube

- Nature du fluide : Vapeurs de tête.
- Température d'entrée $T_1 = 118 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Température de sortie $T_2 = 25 \text{ }^\circ\text{C}$.
- Débit massique de la phase organique $W_1 = 2.82 \text{ kg/h}$.
- Débit massique de la phase aqueuse $W_2 = 980 \text{ kg/h}$.

• Caractéristique du condenseur

- Diamètre interne des tubes $d_{\text{in}} = 0.532 \text{ in} = 1.35 \text{ cm}$.
- Diamètre externe des tubes $d_{\text{ex}} = 0.750 \text{ in} = 1.90 \text{ cm}$ (de désignation 12 B.W.G).
- Pas de tube $p = 1 \text{ in} = 2.54 \text{ cm}$ (à partir du tableau 10-22 [20]).
- Nombres de passes cote tube $N_p = 2$.
- Longueur du tube $L = 8 \text{ ft} = 2.43 \text{ m}$.
- Espacement entre chicanes $B = 6 \text{ in} = 15.2 \text{ cm}$.

II.8.2.1.2 - Etapes de calcul

1 - Estimation de la température de sortie de l'eau de refroidissement t_s

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

$$t_s = 86.5 \text{ } ^\circ\text{C}$$

2 - Détermination de différence de températures moyenne (DTLM)

L'étude de l'évolution de la charge thermique en fonction de l'abaissement de température dans le condenseur a lieu en trois étapes :

- 1- de 118 °C à 109.3 °C : zone de désurchauffe des vapeur de tête,
- 2- de 109.3 °C à 109.1 °C : zone de condensation mixte : hydrocarbures + eau,
- 3- de 109.1 °C à 25 °C : zone de refroidissement du condensât total.

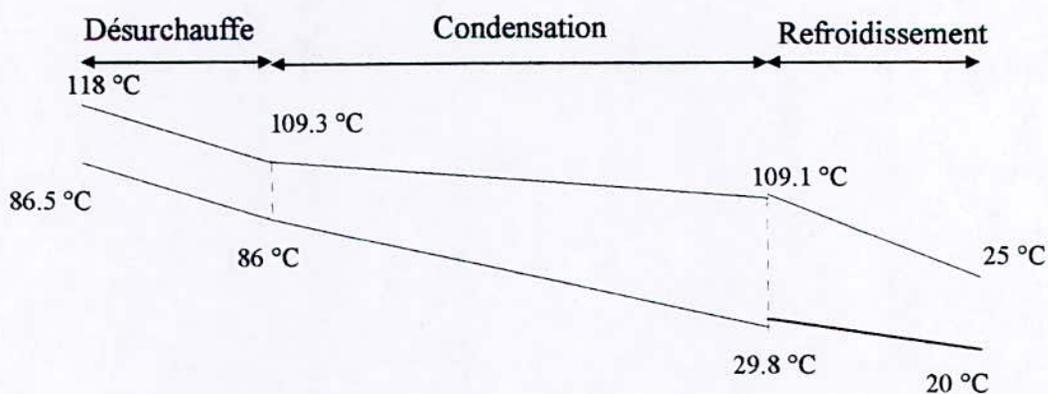


Fig II.9 : Profil de température dans le condenseur (C-1)

2.1 - Zone de désurchauffe

La température t de l'eau de refroidissement au point de rosée des vapeurs (109.3 °C)

$$t = t_s - \frac{Q_v}{C_{pe} W_e}, t = 86 \text{ °C.}$$

L'expression qui donne la DTLM est :

$$DTLM = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}} \quad (\text{II.45})$$

avec $t_2 = t_1 + \Delta t,$

$$T_1 = T_2 + \Delta T.$$

d'où $DTLM_1 = 27.5 \text{ °C.}$

A partir des figures 10-30 [20], nous obtenons un facteur correctif θ , ce facteur est fonction des paramètres β et v , avec $\beta = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1}$ et $v = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$.

d'où $\theta = 1$ et $DTLM_1(\text{corrigé}) = 27.5 \text{ °C.}$

2.1 - Zone de condensation

$$DTLM_2(\text{corrigé}) = 56.2 \text{ °C} \quad (\text{voir étape 2.1, même chapitre}).$$

2.3 - Zone de refroidissement des condensât

La température t de l'eau de refroidissement au point de bulle du mélange eau + huile essentielle (109.1 °C) est :

$$t = t_c + \frac{Q_L}{C_{pe} \cdot D_e}, t = 29.8 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

$$\text{DTLM}_3(\text{corrigé}) = 24.1 \text{ } ^\circ\text{C}. \quad (\text{voir étape 2.1, même chapitre}).$$

3 - Détermination de la surface installée A_0 et du nombre de tubes N_t

A partir du tableau 10-14 [3] nous avons :

- pour la section de désurchauffage des vapeurs $U_1 = 550 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$
- pour la section de condensation $U_2 = 450 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.
- pour la section de refroidissement des condensants $U_3 = 750 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

$$A_0 = \frac{Q_v}{U_1 \text{DTLM}_1} + \frac{Q_c}{U_2 \text{DTLM}_2} + \frac{Q_L}{U_3 \text{DTLM}_3} \quad (\text{II.46})$$

$$A_0 = 24.67 \text{ m}^2.$$

$$N_t = \frac{A}{\pi \cdot d_{ex} \cdot L} \quad (\text{II.47})$$

$$N_t = 170 \text{ tubes.}$$

4 - Diamètre de la calandre D_{ca}

A partir du tableau 10-8 [20], nous obtenons pour diamètre de calandre de, $D_{ca} = 53.96 \times 10^{-2} \text{ m}$ correspondant à un nombre de tubes de nombre de tubes de 172, la nouvelle longueur des tubes est alors $L = 2.4 \text{ m}$.

5 - Calcul du coefficient de film h_v pour le désurchauffe des vapeurs

Les propriétés physique des vapeurs sont évaluées à la température moyenne

$$T_m = \frac{118 + 109.3}{2} = 113.6 \text{ } ^\circ\text{C}.$$

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

$$C_{p_v} = 4.585 \times 10^{-1} \text{ kcal /kg.}^\circ\text{C},$$

$$\lambda_v = 2.213 \times 10^{-2} \text{ kcal.m /h.m}^2,$$

$$\rho_v = 7.9 \times 10^{-1} \text{ kg/m}^3.$$

$$Re = \frac{d_{in} \cdot (W)}{(3.6\mu) \cdot a_t} \quad (\text{II.48})$$

$$\text{avec } a_t = \frac{Nt}{Np} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot (d_{in})^2, \quad (\text{II.49})$$

$$a_t = 1.23 \times 10^{-2} \text{ m}^2,$$

$$W = W_1 + W_2,$$

$$\mu = \mu_v,$$

$$\text{d'où } Re = 37765.$$

En utilisant la corrélation de **Kern** [20] :

$$h_v = J_H \cdot \frac{\lambda}{d_{in}} \cdot \left(\frac{C_p \cdot (3.6 \cdot \mu)}{\lambda} \right)^{1/3} \quad (\text{II.50})$$

$$\text{avec } C_p = C_{p_v},$$

$$\lambda = \lambda_v,$$

$$\mu = \mu_v,$$

$J_H = 205$ (obtenu à partir de la figure 10-38 [20]).

$$h_v = 146.55 \text{ kcal/h.m}^2$$

6 - Calcul du coefficient de film pour la condensation de l'huile essentielle h_{C1}

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

$$T_m = \frac{109.3 + 109.1}{2} = 109.2 \text{ }^\circ\text{C}$$

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

$$C_{pL1} = 5.869 \times 10^{-1} \text{ kcal/kg }^\circ\text{C,}$$

$$\lambda_{L1} = 0.104 \text{ kcal/h.m,}$$

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

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 :

$$W_f = \frac{W}{0.5 \cdot L' \cdot N_t} \quad (\text{II.51})$$

avec $L' = 0.85L,$

$$W = W_1.$$

d'où $W_f = 8.04 \times 10^{-3} \text{ kg/h.m.}$

En utilisant la corrélation **Colbum** [20] :

$$h_{C1} = \left[\frac{(\lambda_{L1})^3 \cdot (\rho_{L1})^2 \cdot g}{(3.6\mu_{L1}) \cdot W_f} \right]^{1/3} \quad (\text{II.52})$$

$$h_{C1} = 16657.05 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

7 - Calcul du coefficient de film global pour la condensation h_C

Le coefficient de film global h_C pour un mélange liquide immiscible est donné

$$\text{par [24] : } h_C = h_{C1} \left[1 + \frac{W_2}{W_1 + W_2} \right] \quad (\text{II.53})$$

avec h : du mélange immiscible,

h_1 : coefficient du film de la phase organique.

d'où

$$h_C = 33266.23 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

8 - 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 109.1°C

$$\mu_v = 4.286 \times 10^{-3} \text{ cP,}$$

$$C_{p_v} = 0.458 \times 10^{-1} \text{ kcal/kg} \cdot \text{°C,}$$

$$\lambda_v = 2.199 \text{ kcal /h.m,}$$

$$\rho_v = 7.9 \times 10^{-1} \text{ kg/m}^3.$$

Le débit moyen de vapeur entre l'entre et la sortie est :

$$W_{\text{moy}} = \frac{(W_1 + W_2) + 0}{2} = \frac{W_1 + W_2}{2}$$

$$Re_v = \frac{(W_{\text{moy}}) \cdot (d_{\text{in}})}{(\mu_v) \cdot a_t}, \quad Re_v = 11650.$$

$$h_{v2} = 144.83 \text{ kcal/h. m}^2 \cdot \text{°C}. \quad (\text{voir équation II.50}).$$

avec $J_H = 90$ (obtenu à partir de la figure 10-38 [20]).

9 - 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 $T_m = \frac{109.1 + 25}{2} = 67.1 \text{ °C}$

$$\mu_{L1} = 6.170 \times 10^{-1} \text{ cP},$$

$$C_{pL1} = 0.553 \text{ kcal/kg} \cdot \text{°C},$$

$$\lambda_{L1} = 0.112 \text{ kcal /h.m},$$

$$\rho_{L1} = 712.69 \text{ Kg/m}^3.$$

$$h_{L1} = 36060.62 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}. \quad (\text{voir équation II.50})$$

avec $J_H = 25.2$ (obtenu à partir de la figure 10-38 [20]).

10 - Calcul de coefficient de film global pour le refroidissement du condensât h_L

$$h_L = 72017.74 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C} \quad (\text{voir équation II.50})$$

11 - Calcul du diamètre équivalent d_{eq} et de la section de la calandre a_{ca}

En choisissant une aire de passage égale à 25 % de l'aire totale et un espacement entre chicanes de 6 in (15 cm), le diamètre équivalent de la calandre est donné par :

$$d_{eq} = \frac{4(p^2 - \pi \cdot d_{ex}^2 / 4)}{\pi d_{ex}} \quad (\text{II.54})$$

$$d_{eq} = 1.373 \text{ in} = 3.48 \text{ cm}$$

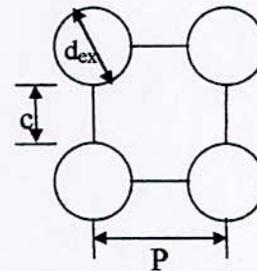
$$a_{ca} = \frac{(D_{ca}) \cdot (c) \cdot (B)}{P} \quad (\text{II.55})$$

avec c distance minimale de passage.

$$c = P - d_{ex} = 0.25 \text{ in} = 0.63 \text{ cm}$$

$$B = 6 \text{ in} > \frac{D_{ca}}{5}$$

$$a_{ca} = 25.5 \text{ sq.in} = 1.64 \times 10^{-2} \text{ m}^2$$



12 - Calcul du coefficient de film coté calandre h_{ca}

Les propriétés physiques de l'eau sont évaluées à la température moyenne

$$T_m = \frac{20 + 96.5}{2} = 53.3 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\mu_{eau} = 5.541 \times 10^{-1} \text{ cP,}$$

$$C_{p_{eau}} = 1.149 \text{ kcal/kg.}^\circ\text{C,}$$

$$\lambda_{eau} = 0.551 \text{ kcal/h.m,}$$

$$\rho_{eau} = 739.4 \text{ kg/m}^3$$

$$Re = \frac{W \cdot d_{eq}}{(3.6\mu) \cdot a_{ca}} \quad (\text{II.56})$$

avec $W = W_1$,

$$\mu = \mu_2..$$

d'où $Re = 8512$

En utilisant la figure 10-48 [20], nous obtenons

$$h_{ca} = 4583.23 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C} \quad (\text{voir équation II.50}).$$

13 - Calcul de la perte de charge cote tube ΔP_t

13-1- Calcul de la perte de charge dans la zone de refroidissement des vapeurs

$$\Delta P_v$$

On suppose que 1% de la longueur du tube est utilisée pour la zone de désurchauffe.

L'expression qui donne la perte de charge dans les tubes est, selon **Kern** [50] :

$$\Delta P_v = \frac{f \cdot W^2 \cdot L'}{2 \cdot g \cdot \rho \cdot d_{in} \cdot a_t^2} \quad (\text{II.57})$$

avec f facteur de friction, $f = 0.026$, obtenu à partir de la figure 10-121 [50],

$$\rho = \rho_v,$$

$$W = W_1 + W_2,$$

$$L' = 0.01L.$$

d'où $\Delta p_v = 1.75 \text{ Pa} = 1.75 \times 10^{-5} \text{ bar}$

13.2 - Calcul de la perte de charge dans la zone de condensation ΔP_c

Selon Kern [20] :

$$\Delta P_c = \frac{f \cdot W^2 \cdot L'}{4 \cdot g \cdot \rho_v \cdot d_{in} \cdot a_t^2}$$

$$\Delta P_c = 210.62 \text{ Pa} = 2.11 \times 10^{-3} \text{ bar}$$

13.3 - Calcul de la perte de charge dans la zone de refroidissement du liquide ΔP_L

$$\Delta P_{L1} = 1.27 \times 10^{-3} \text{ Pa} = 1.27 \times 10^{-7} \text{ bar.}$$

$$\Delta P_{L2} = 0.141 \text{ Pa} = 1.41 \times 10^{-6} \text{ bar. (voir étape 14.1)}$$

avec L_1 pour la phase organique, L_2 pour la phase aqueuse.

$$\Delta P_L = \Delta P_{L1} + \Delta P_{L2} = 1.42 \times 10^{-6} \text{ bar.}$$

d'où $\Delta P_t = \Delta P_v + \Delta P_c + \Delta P_L$

$$\Delta P_t = 212.51 \text{ Pa} = 2.10 \times 10^{-3} \text{ bar.}$$

14 - Calcul de la perte de charge coté calandre ΔP_{ca} **14 - 1 - Perte de charge dans le corps de la calandre ΔP_{ca1}**

La perte de charge coté calandre est obtenu, selon Kern [20], par l'expression:

$$\Delta P_{ca1} = \frac{f \cdot (W / a_{ca})^2 \cdot D_{ca} (Nc + 1)}{2g \cdot \rho \cdot d_{eq}} \quad (\text{II.58})$$

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 [24],

$$W = W_{\text{eau}},$$

$$\rho = \rho_{\text{eau}}.$$

$$\text{d'où } \Delta P_{\text{ca}1} = 2322 \text{ Pa} = 0.232 \text{ bar}$$

14 - 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 [20], la vitesse maximale de l'eau à travers la tubulure d'entrée de l'échangeur est fixée à 2.43 m/s. La perte de charge dû à l'entrée selon [24] :

$$\Delta P_e = 1.1 \frac{v^2}{2.g} \cdot \rho \quad (\text{II.59})$$

avec $\rho = \rho_{\text{eau}} = 995.5 \text{ kg/m}^3$ à l'entrée,

$v = 1.82 \text{ m/s}$, (obtenue à partir de la figure 10-57 [20]).

$$\text{D'où } \Delta P_e = 1.42 \times 10^{-3} \text{ bar}$$

La perte de charge dû à la sortie :

$$\Delta P_s = 0.8 \frac{v^2}{2.g} \cdot \rho \quad (\text{II.60})$$

avec $\rho = \rho_{\text{eau}} = 967.0 \text{ kg/m}^3$ à la sortie.

$$\Delta P_s = 6.266 \times 10^{-3} \text{ bar}$$

$$\Delta P_{\text{ca}} = \Delta P_{\text{ca}1} + \Delta P_e + \Delta P_s$$

$$\Delta P_{\text{ca}} = 0.240 \text{ bar}$$

15 - Calcul de la surface d'échange A

Selon le tableau 10-3 [20], nous avons :

- La résistance d'encrassement (coté tube) $r_1 = 2.048 \times 10^{-4} \text{ (kcal/h.m}^2\text{.}^\circ\text{C)}^{-1}$,
- La résistance d'encrassement (coté calandre) $FF = 3.072 \times 10^{-4} \text{ (kcal/h.m}^2\text{.}^\circ\text{C)}^{-1}$,
- La conductivité thermique du tube d'acier inoxydable (ASTM A376 TP304) est $\lambda_p = 14.87 \text{ kcal/h.m.}^\circ\text{C}$.

La résistance du tube d'acier inoxydable :

$$r_p = \frac{d_{ex} - d_{in}}{\lambda_p}$$

$$r_p = 3.72 \times 10^{-4} \text{ (kcal/h.m}^2\text{.}^\circ\text{C)}^{-1}$$

15.1 - Surface de désurchauffe des vapeurs A_v

L'expression du coefficient de chaleur est :

$$U_v = \frac{1}{\frac{1}{h} \cdot \frac{d_{ex}}{d_{in}} + r_p \frac{d_{ex}}{d_{in}} + r + \frac{1}{h_{ca}}} \quad (\text{II.61})$$

avec $h = h_v$,

$$r = r_1 + FF.$$

$$U_v = 91.9 \text{ kcal/ m.h.}^\circ\text{C}$$

$$A_v = \frac{Q_v}{U_v \text{DTLM}_1} \quad (\text{II.62})$$

$$A_v = 1.58 \text{ m}^2.$$

15.2- Surface de refroidissement de la vapeur résiduelle dans la zone de condensation A_{V2}

$$U_{V2} = 91.0 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \quad (\text{voir équation II.61})$$

$$A_{V2} = \frac{W_{\text{moy}} \cdot C_{p_v} \cdot (T_{\text{rosée}} - T_{\text{bulle}})}{U_{V2} \cdot \text{DTLM}_2} \quad (\text{II.63})$$

avec $C_{p_v} = 0.458 \text{ kcal/kg} \cdot ^\circ\text{C}$

$$A_{V2} = 0.0088 \text{ m}^2.$$

15.3 - Surface de condensation A_C

$$U_C = 778.4 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \quad (\text{voir équation II.61}).$$

$$A_C = \frac{Q_C - Q_{V2}}{U \cdot \text{DTLM}_2}$$

$$A_C = 14.06 \text{ m}^2.$$

15.4 - Surface de refroidissement du condensât A_L

$$U_L = 856.6 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C} \quad (\text{voir équation II.61}).$$

$$A_L = \frac{Q_L}{U_L \text{DTLM}_3}$$

$$A_L = 5.03 \text{ m}^2.$$

15.5 - Surface totale A

$$A = A_L + A_C + A_{V2} + A_V$$

$$A = 20.68 \text{ m}^2.$$

Le facteur de sécurité F_s est :

$$F_s = \frac{A_0}{A} = 1.18, \quad (1.1 < F_s < 1.2 \text{ le dimensionnement est correct}).$$

II.8.2.2 - Dimensionnement du condenseur de la colonne de séparation pentane- huile essentielle

II.8.2.2.1 - Données de base

- Quantité de chaleur nécessaire à la condensation $Q_1 = 21580$ kcal/h,
- Quantité de la chaleur nécessaire au refroidissement du condensât $Q_2 = 1550$ kcal/h.

• Côté calandre

- Nature du fluide vapeurs de tête.
- Température d'entrée $T_1 = 36.1^\circ\text{C}$.
- Température de sortie $T_2 = 25^\circ\text{C}$.
- Débit massique $W = 248.8$ kg/h.

• Côté tube

- Nature du fluide eau.
- Température d'entrée $t_1 = 20^\circ\text{C}$.
- Débit massique $W_{\text{eau}} = 1000$ kg/h.
- Capacité calorifique $C_{p\text{eau}} = 0.997$ kcal/kg.°C.

• Caractéristiques du condenseur

- Diamètre interne du tube $d_{\text{in}} = 2.21$ cm.
- Diamètre externe du tube $d_{\text{ex}} = 2.54$ cm (de désignation 16 B.W.G).
- Pas triangulaire du tube $p = 3.17$ cm (obtenu à partir du tableau 10-22

[20]).

- Nombre de passes coté tube $N_p = 2$.
- Longueur du tube $L = 2.43$ m.

II.8.2.2.2 - Etapes de calcul

1 - Estimation de l'élévation de température de l'eau

La température de sortie de l'eau à la fin de la zone de condensation t_2 est

$$t_2 = t_1 + \frac{Q_1}{C_{P\text{ eau}} W_{\text{ eau}}}, t_2 = 38.75 \text{ °C}$$

La température de l'eau à la sortie du condenseur t_3

$$t_3 = t_1 + \frac{Q_1 + Q_2}{C_{P\text{ eau}} W_{\text{ eau}}}, t_3 = 40.52 \text{ °C}$$

2 - Calcul de la DTLM

Pour la Zone de condensation, $DTLM_1 = 9.37 \text{ °C}$

Pour la zone de refroidissement, $DTLM_2 = 8.88 \text{ °C}$ (voir équation II.45).

3 - Détermination de la surface d'échange installée A_0

A partir du tableau 10-14 [102], nous obtenons :

- Pour la zone de condensation $U_1 = 500 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$,

- Pour la zone de refroidissement du condensât $U_2 = 200 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$.

$$A_0 = \frac{Q_1}{U_1 DTLM_1} + \frac{Q_2}{U_2 DTLM_2}$$

$$A_0 = 10.05 \text{ m}^2.$$

4 - Nombre de tubes N_t et diamètre de calandre D_{ca}

$N_t = 61 \text{ tubes}$

(voir équation II.47)

A partir du tableau 10-8 [118], nous obtenons un diamètre de calandre $D_{ca} = 33.65 \text{ cm}$, correspondant à un nombre de tubes $N = 62 \text{ tubes}$.

5 - Détermination du coefficient de film h_1 pour la zone de condensation

Nous supposons que la longueur réservée à la condensation représente 80 % de la longueur totale, soit $L' = 1.94$ m., le débit par unité de longueur est :

$$W_1' = \frac{W_1}{L' \cdot Nt^{2/3}} \quad (\text{II.65})$$

$$W_1' = 4.33 \text{ kg/h.m}$$

$$h_1 = 1269 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

6 - Détermination du coefficient de film h_2 pour la zone de refroidissement

En supposant une aire de passage de 25 %, et un espacement entre chicanes de 15.24 cm, le diamètre équivalent de la calandre $d_{eq} = 18.30$ cm (à partir du tableau 10-22 [20]).

La section de la calandre $a_{ca} = 0.043$ m² (voir équation II.55).

Le Reynolds $Re = 262$ (voir équation II.56)
avec $\mu_L = 0.169$ cP à 36.1 °C.

Le coefficient de film $h_2 = 53$ kcal/h.m²·°C (voir équation II.50)
avec $J_H = 6.2$ (obtenu à partir de la figure 10-47 [20]).

7 - Détermination du coefficient de film h_t coté tube

Le débit volumique de l'eau est 3.68×10^{-4} m³/s, correspondant à une vitesse $v = 0.152$ m/s

avec $a_t = 2.41 \times 10^{-4}$ m² (voir équation II.49)

$$h_t = 1316 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C.}$$

(obtenu à partir de la figure 10-42 [20])

8 - Calcul de la surface d'échange A**8.1 - Calcul de la surface de condensation A₁**

$$\text{La résistance du tube : } r_p = \frac{d_{\text{ext}} - d_{\text{in}}}{\lambda_p} = 0.00048.$$

$$\text{La résistance d'encrassement : } r = 0.00050 \text{ (kcal/h.m}^2\text{.}^\circ\text{C)}^{-1}$$

$$U_1 = 358 \text{ kcal/h.m}^2\text{.}^\circ\text{C} \quad (\text{voir équation II.61}).$$

$$A_1 = \frac{Q_1}{U_1 \cdot \text{DTLM}_1}$$

$$A_1 = 7.05 \text{ m}^2$$

8.2 - Calcul de la surface de refroidissement A₂

$$U_2 = 95.5 \text{ kcal/h.m}^2\text{.}^\circ\text{C} \quad (\text{voir équation II.61}).$$

$$A_2 = \frac{Q_2}{U_2 \cdot \text{DTLM}_2}$$

$$A_2 = 2.03 \text{ m}^2$$

$$A = A_1 + A_2$$

$$A = 9.08 \text{ m}^2$$

$$\text{Le facteur de sécurité } F_s = \frac{A_0}{A} = 1.12 \text{ (Dimensionnement correct)}$$

9 - Calcul de la perte de charge cote calandre ΔP_{ca} **9.1 - Perte de la charge zone de condensation ΔP_{ca1}**

L'expression de la perte de charge, selon Kern [20], est :

$$\Delta P_{ca1} = \frac{f \cdot (W / a_s)^2 \cdot D_{ca} (Nc + 1)}{4 \cdot g \cdot \rho \cdot d_{eq}} \quad (\text{II.64})$$

$$\Delta P_{ca1} = 0.65 \text{ Pa} = 6.50 \times 10^{-6} \text{ bar. avec } \mu_v = 7.741 \times 10^{-3} \text{ cP,}$$

$N_c = 15$ chicanes,

$f = 0.288$ (obtenu à partir de la figure 10-124 [20]).

9.2 - Perte de charge zone de refroidissement ΔP_{ca2}

$$\Delta P_{ca2} = 0.03 \text{ Pa} = 3.00 \times 10^{-7} \text{ bar (voir équation II.58)}$$

avec $f = 0.790$ (obtenu à partir de la figure 10-124 [20]).

10.3 - Perte de charge à travers les tubulures d'entrée et de sortie de la calandre

La vitesse d'écoulement à l'entrée de la calandre est $v = 0.91 \text{ m/s}$ (obtenue à partir de la figure 10-57 [20]).

- La perte de charge dû à l'entrée : $\Delta P_e = 2.67 \times 10^{-4} \text{ bar}$ (voir équation II.59).

- La perte de charge dû à la sortie : $\Delta P_s = 1.95 \times 10^{-4} \text{ bar}$ (voir équation II.60)

La perte de charge totale :

$$\Delta P_{ca} = \Delta P_{ca1} + \Delta P_{ca2} + \Delta P_e + \Delta P_s$$

$$\Delta P_{ca} = 47.10 \text{ Pa} = 4.71 \times 10^{-4} \text{ bar.}$$

II.8.2.3 – Dimensionnement du rebouilleur de la colonne de séparation pentane- huile essentielle

II.8.2.3.1 - Données du problème

Quantité de chaleur échangée $Q = 2.321 \times 10^4 \text{ kcal/h.}$

- **Coté calandre**

- Débit entrée liquide $W_L = 230.52 \text{ kg/h.}$
- Débit sortie vapeur $W_V = 227.30 \text{ kg/h.}$
- Température d'entrée $t_1 = 36.33 \text{ °C.}$
- Température de sortie $t_2 = 71.22 \text{ °C.}$
- Pression opératoire $P = 1 \text{ atm} = 1.033 \text{ bars.}$

- **Coté tube**

- Débit entrée vapeur d'eau $W = 45 \text{ kg/h.}$
- Débit sortie eau $W = 45 \text{ kg/h.}$
- Pression $P = 1.97 \text{ bar.}$
- Température d'entrée $T_1 = 120 \text{ °C.}$
- Température de sortie $T_2 = 120 \text{ °C.}$

- **Caractéristique du rebouilleur**

- Diamètre intérieur du tube $d_{ex} = 3/4 \text{ in} = 19.05 \text{ cm.}$
- Diamètre extérieur du tube $d_{in} = 0.620 \text{ in} = 15.75 \text{ cm (désignation 16 B.W.G).}$

II.8.2.3.2 - Etapes de calcul

1- Calcul de la DTLM

La variation de la charge thermique en fonction de la température dans la zone de vaporisation n'est plus linéaire, ceci nécessite la décomposition de l'intervalle entre la température de rosée et de bulle du mélange. La différence de température moyenne est calculée, selon [17], par l'expression suivante :

$$DTLM = \frac{Q}{\sum \frac{q}{\Delta T}} \quad (\text{II.67})$$

$DTLM = 78.7 \text{ °C}$

2 - Calcul de la surface installée A_0

A partir du tableau 10-25 [20], nous obtenons $\frac{Q}{A} = 32540.4 \text{ kcal/h.m}^2$.

$$A_0 = A \cdot \left(\frac{Q}{A} \right).$$

$$A_0 = 0.713 \text{ m}^2$$

3 - Nombre de tubes N_t et du diamètre interne de la calandre D_{ca}

$$N_t = 5 \text{ Tubes}$$

(voir équation II.47)

A partir du tableau 10-8 [20], nous choisissons un diamètre interne de calandre de 25.4 cm, correspondant à 8 tubes.

4 - Calcul des flux de chaleur maximal $\left(\frac{Q}{A_0} \right)_{\max}$

A partir des données bibliographiques [23], nous avons, pour un facteur

$$\phi = \frac{A}{D_c \cdot L} = 0.692, \text{ un flux de chaleur maximal } \cdot \left(\frac{Q}{A} \right)_{\max} = 37963.8 \text{ kcal/h.m}^2$$

Puisque $\left(\frac{Q}{A} \right) < \left(\frac{Q}{A} \right)_{\max}$ le Dimensionnement est correct.

5- calcul du coefficient de film tube h_{t0}

Le débit massique W' de l'eau par unité de longueur de tube :

$$W' = 7.38 \text{ kg/h.m} \quad (\text{voir équation II.51})$$

Le débit étant très faible, on suppose que $h_{t0} = 7000 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ (valeur rapportée à la surface externe).

6 - Calcul de coefficient de film coté calandre h_{ca}

Nous supposons que nous sommes en régime d'ébullition nucléée :

$$\frac{1}{h_{tw}} = \frac{1}{h_{to}} + \frac{d_{ex}}{d_{in}} \cdot \frac{(d_{ex} - d_{in})}{\lambda_p} \quad (II.68)$$

$$h_{tw} = 1087.2 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C.}$$

avec λ_p conductivité thermique de l'acier inoxydable utilisé $\lambda_p = 14.87 \text{ kcal/h.m.°C}$.

Le coefficient de film en régime d'ébullition nucléée $h_b = 1886.6 \text{ kcal/h.m}^2 \cdot \text{°C}$, obtenu à partir des données bibliographiques [23].

7 - calcul de la température de la paroi T_p

La température de la paroi est donné, selon Kern [20], par l'expression suivante :

$$T_p = T_m + \left[\frac{h_{tw}}{h_b + h_{tw}} \right] \cdot (T_1 - t_m)$$

où: T_m est la température moyenne d'ébullition du mélange, $t_m = 53.8 \text{ °C}$.

$$T_p = 88.8^\circ\text{c}$$

Puisque $(T_p - T_m) < 60 \text{ °C}$, nous sommes bien en régime d'ébullition nucléée.

TABLEAU II.7 : Variation de la charge thermique en fonction de la température

Q (kcal/h)	t (°C)	q (kcal/h)	ΔT (°C) (Calandre-tube)
0	36.33	0	83.66
4219.36	36.39	2109.68	83.57
6329.04	36.42	2109.68	83.57
1.055×10^4	36.55	2109.28	83.44
1.266×10^4	36.68	2110	83.32
1.476×10^4	36.89	2110	83.11
1.898×10^4	39.31	2110	80.69
2.321×10^4	71.22	2120	48.78

8 - Calcul de la surface d'échange nécessaire A

$$U = 477 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C} \quad (\text{voir équation II.61})$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \text{DTLM}}$$

$$A = 0.65 \text{ m}^2.$$

Le facteur de sécurité $F_s = \frac{A_0}{A} = 1.11$ (Le dimensionnement est correct).

9 - Calcul de l'espace de désengagement S_v

La vitesse maximale de la vapeur :

$$v_{\max} = \left(\frac{4.68}{\rho_v} \right)^{1/2} \quad \text{où } \rho_v = 2.6 \text{ kg/m}^3$$

$$v_{\max} = 6.52 \text{ m/s.}$$

$$(S_v)_{\min} = \frac{W_v}{\rho_v \cdot (3600 \cdot v_{\max})} \times 10^4$$

$$(S_v)_{\min} = 36.78 \times 10^{-4} \text{ m}^2$$

A partir de la figure 8 [24], nous obtenons pour une pression effective de 1.033 bar et une masse moléculaire de vapeur $M_w = 132.81$ grammes/mole un volume V :

$$V = 0.051 \text{ m}^3$$

$$S_v = V/L$$

$$S_v = 20.64 \times 10^{-3} \text{ m}^2$$

$(S_v) > (S_v)_{\min}$ le dimensionnement est correct.

10 - Détermination du diamètre externe de la calandre D_{ce}

$$\frac{D_{ce}}{D_{ca}} = 1.6 \text{ (obtenu à partir du tableau 10-89 [20])}$$

$$D_{ce} = 32.51 \text{ cm}$$

II.8.2.4 - Dimensionnement de l'évaporateur pour la récupération de l'eau parfumée.**II.8.2.4.1 - Données de base****• Côté calandre**

- Nature du fluide : vapeur d'eau.
- Débit 110 kg/h.
- Température d'entrée $T_1 = 120^\circ \text{C}$.
- Température de sortie $T_2 = 120^\circ \text{C}$.
- Chaleur latente de vaporisation 526 kcal/kg.
- Pression opératoire 1.95 bar.

• Côté tube

- Nature de fluide : Eau + traces d'huile essentielle.
- Débit $W = 980 \text{ kg/h}$.
- Température entrée $t_1 = 82^\circ \text{C}$.
- Température sortie $t_2 = 107.5^\circ \text{C}$.
- Pression opératoire 1.35 bar.
- Pourcentage évaporé à la sortie $X_{out} = 5\%$.

- **Caractéristiques de l'évaporateur**

- Diamètre interne des tubes $d_{in} = 0.87 \text{ in} = 2.20 \text{ cm}$.
- Diamètre externe des tubes $d_{ex} = 1 \text{ in} = 2.54 \text{ cm}$ (désignation 16 B.W.G)
- Pas triangulaire $p = 1.25 \text{ in} = 3.17 \text{ cm}$. (à partir du tableau 10-22 [20])
- Longueur du tube $L = 6 \text{ m}$.

II.8.2.4.2 - Etapes de calcul

1 - Quantité de chaleur échangée Q

- Coté tube : $Q = 56624 \text{ kcal/h}$
- Coté calandre : $Q = 526 \times 110 = 56624 \text{ kcal/h}$

Coefficient de condensation de la vapeur d'eau : $h_{Ca} = 7000 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$ (valeur usuelle à adopter).

2 - Calcul de la surface d'échange installée A_0

2.1 - Surface de préchauffage A_1

U_1 env. $600 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$ pour la zone de préchauffage (tableau 10-14 [4])

$$DTLM_1(\text{corrigée}) = 21.1\text{°C} \quad (\text{voir équation II.45})$$

$$A_1 = \frac{C_{pL}(t_2 - t_1)}{U_1 \cdot DTLM_1}$$

avec C_{pL} Capacité calorifique de l'eau, $C_{pL} = 1.152 \text{ kcal/kg.°C}$

d'où $A_1 = 2.29 \text{ m}^2$

2.2 - Zone de vaporisation A_2

U_2 env. 800 kcal/h.m².°C (tableau 10-14 [3]).

$$\text{DTLM}_2(\text{corrigée}) = 12.5 \text{ °C} \quad (\text{voir équation II.44})$$

$$A_2 = \frac{(Q - Q_1)}{U_2 \cdot \text{DTLM}_2}$$

$$\boxed{A_2 = 3.16 \text{ m}^2}$$

d'où $\boxed{A_0 = A_1 + A_2 = 5.45 \text{ m}^2}$

3 - Nombre de tubes N_t et diamètre de calandre D_{ca}

$$N_t = 12 \text{ tubes} \quad (\text{voir équation II.47})$$

$D_{ca} = 8 \text{ in} = 20.32 \text{ cm}$ (à partir du tableau 10-8 [118]), correspondant à un nombre de tubes de 16 tubes.

4 - Calcul de la zone de préchauffage (1-2)

4.1 - Coefficient de film h_1

$$Re = 9044 \quad (\text{voir équation II.48})$$

$$\boxed{h_1 = 1961 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}} \quad (\text{voir équation II.50})$$

avec $J_H = 98$ (obtenu à partir de la figure 10-38 [20]),

$$\lambda_L = 0.527 \text{ kcal/kg.°C},$$

$$\mu_L = 0.491 \text{ cP},$$

$$C_{pL} = 1.153 \text{ kcal/kg.°C}.$$

4.2 - Surface nécessaire au préchauffage A_1

- résistance du tube = $\frac{d_{ex} - d_{in}}{\lambda_p} = 0.00022$

- coefficient d'encrassement = $FF = 0.00040$

d'où $U_1 = 785 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$. (voir équation II.61)

$$A_1 = \frac{Cp_L(T_2 - T_1)}{U_p D T L M_1}$$

$A_1 = 1.81 \text{ m}^2$

5 - Zone de chauffage sensible

5.1 - Calcul du coefficient de film h_s

$Re = 9044$ (voir équation II.48).

$h_s = 1930 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$ (voir équation II.50).

Avec $\lambda_L = 0.572 \text{ kcal/h.m.°C}$.

$\mu_L = 0.491 \text{ cP}$.

$Cp_L = 1.155 \text{ kcal/kg.°C}$.

5.2 - Coefficient de transfert de chaleur U_s

$U_s = 781 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$. (voir équation II.61)

5.3 - Calcul de la longueur de chauffage sensible ΔL_{2-3}

On suppose que dans zone d'échauffement sensible $DTLM_s = 11 \text{ }^\circ\text{C}$

$$W.C_{pL}.\Delta t = U_s.A_2.DTLM_s = U_s.(\pi.N.L.d_{ex}).DTLM_s$$

$$\Delta t / \Delta l = \frac{\pi . (Nt . L . d_{ex}) DTLM_s}{W . C_{pL}} \quad (\text{II.69})$$

$$\Delta t / \Delta l = 9.7 \text{ }^\circ\text{C/m}$$

$$\frac{P_2 - P_3}{P_2 - P_4} = \frac{(\Delta t / \Delta P)_s}{(\Delta t / \Delta P)_s + \frac{\Delta t / \Delta l}{\Delta P / \Delta l}} \quad (\text{II.70})$$

avec $\left(\frac{\Delta t}{\Delta P}\right)_s$ variation de la température en fonction de la tension de vapeur de

l'eau, $\left(\frac{\Delta t}{\Delta P}\right)_s = 9.71 \text{ }^\circ\text{C/bar}$ (à partir des données bibliographiques [25]).

$$\text{d'où } \frac{\Delta P}{\Delta l} = \rho_L \cdot \frac{62.4}{144} = 0.412 \text{ psi/ft} = 0.095 \text{ bar/m (Avec } \rho_L = 951 \text{ kg/m}^3 \text{)}$$

$$\frac{P_2 - P_3}{P_2 - P_4} = \frac{\Delta L_{2-3}}{\Delta L_{2-4}} = \frac{\Delta L_{2-3}}{0.6L}$$

$$\boxed{\Delta L_{2-3} = 0.23 \text{ m}}$$

5.4 - calcul de la quantité de chaleur de chauffage sensible Q_s

$$\Delta t = \frac{\Delta t}{\Delta l} . l_{2-3} = 3 \text{ }^\circ\text{C}, \text{ d'où } t_3 = 107.5 + 3 = 110.5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$Q_s = W.C_{pL}.\Delta t$$

$$\boxed{Q_s = 2988 \text{ kcal/h}}$$

5.6 - calcul de la surface d'échange A_s

$$DTLM_s = 11.1 \text{ °C} \quad (\text{voir équation II.45})$$

$$A_s = \frac{Q_s}{U_s \cdot DTLM_s}$$

$$A_s = 0.44 \text{ m}^2$$

6 - Calcul de la zone de vaporisation**6.1 - Coefficient d'évaporation h_{ev}**

En utilisant la corrélation de Fair [24], nous avons le paramètre X_{TT} :

- Pour un taux de vaporisation $X = 0.4X_{out}$

$$X_{TT} = \left(\frac{1-X}{X}\right)^{0.9} \left(\frac{\mu_L}{\mu_v}\right)^{0.1} \left(\frac{\rho_v}{\rho_L}\right)^{0.5} \quad (\text{II.71})$$

avec $\mu_v = 0.012 \text{ cP}$,

$$\rho_v = 7.9 \text{ kg/m}^3.$$

d'où $X_{TT} = 1.45$

$$W_T = \frac{W}{a_t} = 31092 \text{ kg/h.m}^2.$$

avec $a_t = 6.13 \times 10^{-2} \text{ m}^2$ (voir équation II.49).

A partir de la figure 8 [24], nous obtenons $\alpha_1 = 1$, où α_1 est le coefficient caractéristique du régime d'écoulement.

- Pour $X = X_{OUT}$

$$X_{TT} = 0.76 \quad (\text{voir équation II.71})$$

d'où : $\alpha_2 = 1$ (à partir de la figure 8 [24]).

Le coefficient moyen α_m est $\alpha_m = \frac{\alpha_1 + \alpha_2}{2} = 1$ (Régime de bulles).

La surface d'échange disponible pour la vaporisation $A_{ev} = A_0 - A_1 - A_s = 3.20 \text{ m}^2$

le flux de chaleur dans zone de vaporisation $Q_{ev} = 24695 \text{ kcal/h}$.

A partir de la figure 4 [24] nous obtenons, le coefficient de transfert de chaleur en ébullition nucléée h_b , $h_b = 823 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$.

• Pour $X = 0.4X_{out}$, la corrélation de **Pengler et Addams** [24] donne

$$h_{tp} = 3.5 \left(\frac{1}{X_{TT}} \right)^{0.5} \cdot h_s \quad (\text{II.72})$$

$$h_{ev} = h_{tp} + \alpha_m \cdot h_b$$

d'où $h_{ev} = 6434 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$.

6.3 - surface nécessaire à la vaporisation

$$U_{ev} = 963 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$$

(voir équation II.51)

$$A_{ev} = \frac{Q_{ev}}{U_{ev} \text{DTLM}_2}$$

$$A_{ev} = 2.15 \text{ m}^2$$

7 - surface d'échange globale A

$$A = A_1 + A_s + A_{ev}$$

$$A = 4.52 \text{ m}^2.$$

Le facteur de sécurité $F_s = 1.19$ (Dimensionnement correct).

8 - Perte de charge frictionnelle

8.1 - Perte de charge dans la zone de préchauffage ΔP_1

En supposant une longueur de préchauffage égale à $0.4L$, nous avons :

$$\boxed{\Delta P_1 = 2.83 \times 10^{-5} \text{ bar}} \quad (\text{voir équation II.58})$$

avec $f = 0.026$ (obtenu à partir de la figure 10-124 [20]).

8.2 - Perte de charge dans la zone d'évaporation

En Appliquant de la méthode **Lockhart-Martinelli** [24], le pourcentage moyen évaporé pour le calcul des pertes de charge est $X = \frac{2}{3} X_{\text{out}} = 0.033$.

$$W_v = X \cdot W = 32.34 \text{ kg/h}$$

$$Re_v = \frac{d_{\text{in}} \cdot W_v}{a_t (3.6 \mu_v)}, Re_v = 270$$

$$\text{d'où } \boxed{\Delta P_v = 0.03 \text{ Pa}} \quad (\text{voir équation II.58}).$$

avec $f = 0.375$ (obtenu à partir de la figure 10-124 [20]).

8.3 - Perte de change en écoulement biphasique ΔP_L

Pour $X = \frac{2}{3} X_{\text{out}}$, nous obtenons à partir de la figure 10-100 [20], le paramètre

$$\Phi_G^2 = 18, \text{ de ce fait } \Delta P_{vL} = \Delta P_v \times \Phi_G^2 = 5.20 \times 10^{-6} \text{ bar.}$$

9 - calcul de la densité moyenne du mélange ρ_{moy}

Pour $X = \frac{1}{3} X_{\text{out}} = 0.017$, (recommandation de Fair), nous obtenons à partir de la

figure 10-98 [118], le paramètre $R_L = 0.42$.

$$\text{d'où } \rho_{\text{moy}} = \rho_L \cdot R_L + \rho_v (1 - R_L)$$

$$\rho_{\text{moy}} = 399.9 \text{ kg/m}^3$$

10 - calcul du potentiel P

Pertes de charges

Zone de préchauffage

$$\rho_L \cdot (0.4L)g + \Delta P_1 = 2.83 \text{ bar.}$$

Zone de vaporisation

$$\rho_{\text{moy}} \cdot (0.6L)g + \Delta P_{GL} = 1.28 \text{ bar.}$$

$$\text{Potentiel P} = 4.11 \text{ bar.}$$

Ce potentiel correspond à une hauteur de liquide de 4.30 m.

II.8.2.5 - Dimensionnement du préchauffeur de la chaudière (E-4)**II.8.2.5.1 - Données de base**

- Quantité de chaleur échangée $Q = 80983.46 \text{ kcal/h.}$

• Coté tube

- Nature du fluide : Eau.

- Température d'entrée $60 \text{ }^\circ\text{C.}$

- Température de sortie $87.13 \text{ }^\circ\text{C.}$

- Débit massique 2590 kg/h.

- **Coté calandre**

- Nature du fluide : Eau.
- Température d'entrée 88.76 °C.
- Température de sortie 70 °C.
- Débit massique 3471 kg/h.

- **Caractéristiques de l'échangeur**

- Diamètre interne du tube $d_{in} = 0.75 \text{ in} = 19.05 \text{ cm}$.
- Diamètre externe du tube $d_{ex} = 1 \text{ in} = 25.40 \text{ cm}$.
- Pas du tube $p = 1.25 \text{ in} = 31.75 \text{ cm}$.

II.8.2.5.2 - Résultats des calculs

En se basant sur les mêmes étapes de calcul concernant le condenseur (C-1), nous obtenons des résultats suivants :

- Nombre de tubes..... $N_t = 292 \text{ tubes}$.
- Diamètre de la calandre $D_{ca} = 25 \text{ in} = 63.50 \text{ cm}$.
- Coefficient de film coté tube..... $h_t = 155.7 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$.
- Coefficient de film coté calandre .. $h_{ca} = 948 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$.
- Surface d'échange estimée..... $A_0 = 55.56 \text{ m}^2$.
- Résistance d'encrassement..... $FF = 0.000512 \text{ (kcal/h.m}^2.\text{°C)}^{-1}$.
- résistance de la paroi..... $e/\lambda_p = 0.000475 \text{ (kcal/h.m}^2.\text{°C)}^{-1}$.
- Coefficient de transfert de chaleur $U = 310.0 \text{ kcal/h.m}^2.\text{°C}$.
- Surface d'échange calculée..... $A = 44.81 \text{ m}^2$.
- Facteur de sécurité $F_s = 1.17$.
- Perte de charge coté tubenégligeable.
- Perte de charge coté calandre..... $3.4 \times 10^{-3} \text{ bar}$.
- Vitesse maximale à l'entrée de la calandre $v_{max} = 2.43 \text{ m/s}$.
-

Le tableau II.8 ci-après donne les résultats obtenus pour les unités de 100 kg/hr
péntane et hékane sont :

Tableau II.8 : Dimensionnement des échangeurs

	<u>CONDENSEUR</u>	<u>PRECHAUFEUR</u>	<u>REBOUILLEUR</u>	<u>EVAPORATEUR</u>
COTE CALANDRE				
Nature du fluide	eau	eau	eau	eau +huile
Débit d'entrée du liquide (kg/hr)	2000	276,5	23,2	98
Débit de sortie de la vapeur (kg/hr)			25,9	
Préssion (bar)			1,013	1,95
Température d'entrée (°C)	20,1	60,1	69,3	40
Température de sortie (°C)	46,7	88,3	113,4	119,7
COTE TUBE				
Nature du fluide	vapeur de tete	eau	eau	vapeur d'eau
Débit d'entrée du liquide (kg/hr)	98,35	668,1	6	22,5
Préssion (bar)			1,95	1,95
Température d'entrée (°C)	120	89,9	120	120
Température de sortie (°C)	25	70	120	120
CARACTERISTIQUES				
Diamètre interne des tubes (cm)	1,27	1,905	1,27	1,24
Diamètre externe des tubes (cm)	0,94	1,57	0,94	0,94
Pas entre les tubes (cm)	2,54	3,175		2,54
Longueur des tubes (m)	2,43	2,43	2,43	2,43
Nombre de passe cote tube	2			
RESULTATS DES CALCULS				
Nombre de tubes	14	32	6	6
Diamètre de la calandre (cm)	20,3	25,4	20,3	20,3
Surface d'échange (m ²)	1,379	3,56	0,592	
Coéfficient de T.C (kcal/m ² .°C)	567	616,12	683,5	2435

II.9.2.2 - Etapes de calcul

1 - 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 :

$$\text{à } 18^\circ\text{C} : Hu_1 = \frac{(0.8 \times 0.027)}{1.033 - 0.8 \times 0.027} \cdot \frac{18}{29} = 0.0103 \text{ kg/kg air sec}$$

$$\text{à } 20^\circ\text{C} : Hu_2 = \frac{0.023}{1.033 - 0.023} \cdot \frac{18}{29} = 0.0146 \text{ kg/kg air sec}$$

2 - calcul du débit d'air nécessaire W_{air}

La variation d'enthalpie de l'air s'écrit :

$$\Delta H = C_{\text{pair}}(t_2 - t_1) + H_{\text{air}}(Hu_2 - Hu_1)$$

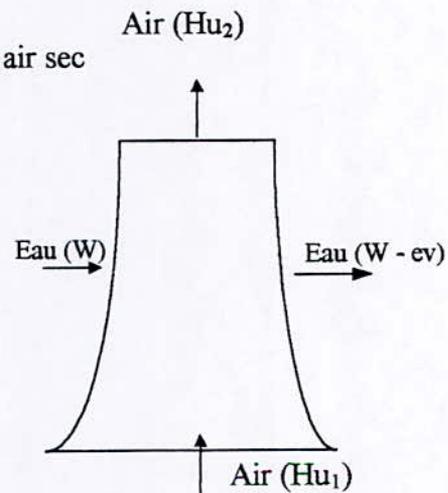
où $C_{\text{pair}} = 0.327 \text{ kcal} / (\text{kg } ^\circ\text{C})$.

$$H_{\text{air}} = 605.5 \text{ kcal/kg} .$$

d'où $\Delta H = 3.075 \text{ kcal/kg}$.

$$W_{\text{air}} = \frac{W \cdot (T_1 - T_2)}{\Delta H - (Hu_2 - Hu_1) \cdot T_2} \times 10^3$$

$$W_{\text{air}} = 3.57 \times 10^5 \text{ kg/h}$$



3 - Calcul de la hauteur de la tour L

Les tours atmosphériques ont une largeur égale à 12 feet (3.66 m), l'espacement entre les rampes se situe entre 30 et 36 in (0.762 et 0.914 m).

En se référant aux données bibliographiques [26], pour une vitesse d'air inférieur 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 :

$L \approx (4 \times 6) = 24 \text{ ft} = 6.10 \text{ m}$	Soit 4 modules de 6 ft de hauteur.
---	------------------------------------

4 - 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.

Le tableau II.9 ci-après donne les résultats obtenus pour les unités de 100 kg/hr pentane et hexane sont :

Tableau II.9 : Dimensionnement de la tour

	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

CHAPITRE III :

**ESTIMATION DU COUT
DU PROJET**

III.1. Méthodologie de la présentation de l'étude d'évaluation

Le plan que nous présentons ci-dessous est donné par le centre international des études industrielles de l'ONUDI. Ce plan est composé de dix chapitres, mis à part le premier, tout les autres correspondent à une estimation de coût. [29]

1. Aide mémoire d'exécution

Pour faciliter et accélérer la consultation des données, il est conseillé de récapituler les conclusions et les recommandations dans un aide mémoire introductif.

2. Contexte historique du projet

On y donne les motifs qui sont inspirés les promoteurs du projet à donner les conclusions et les décisions auxquelles ont abouti les travaux. On y mentionne le coût des études de réinvestissement et des recherches préparatoires.

3. Capacité du marché et de l'usine

Ce chapitre doit fournir les indications relatives :

- à l'étude de la demande et du marché ;
- à la prévision des ventes et de la commercialisation ;
- au programme de production ;
- à la capacité de l'usine.

Les résultats doivent permettre d'évaluer le produit des ventes, de distribution, ainsi que le coût d'évacuation des effluents.

4. Matériaux et facteur de production

Le but de ce chapitre est, d'une part, d'évaluer un des postes des coûts de production : celui des matériaux et des facteurs de production ; d'autre part, de fixer le calendrier des approvisionnement compte tenu du programme des ventes et de la capacité de l'usine déterminés au chapitre précédent.

5. Localisation et l'emplacement

Ici la tâche est de déterminer :

- Un coût d'investissement, celui de l'achat du terrain, y compris les frais afférents à cet achat.
- Un éventuel coût de production lié à des frais périodiques pour l'utilisation du terrain, pour les droits de passage, etc...

6. Aspects techniques du projet

L'objet de ce chapitre est de dégager la valeur du montant d'investissement le plus important en fonction de la capacité retenue pour l'usine, on fait choix des procédés à utiliser, on détermine le type et les quantités des machines, et l'équipement nécessaire. On peut ainsi évaluer le coût de la technologie et de l'équipement. Il faudra y adjoindre le coût des travaux de génie civil, celui de bâtiment et des infrastructures.

7. Organisation de l'usine et frais généraux

Les frais d'organisation et les frais généraux sont évalués en pourcentage du coût des facteurs de production. Ils se répartissent en quatre grands groupes :

- Frais généraux d'atelier ;
- Frais généraux d'administration ;
- Frais d'amortissement ;
- Frais financiers.

8. Main d'oeuvre

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'oeuvre.

9. Calendrier de mise en oeuvre

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.

10. Evaluation financière et économique

Dans ce chapitre on dresse le bilan des recettes et dépenses non seulement de l'installation de production concernée par le projet, mais aussi de tout bien auxiliaire nécessaire par le fonctionnement de l'installation et prévu dans le projet. On identifie les recettes aux ventes des produits fabriqués à celle de service éventuellement rendus à des tiers et à des rentrées annexes.

Les dépenses sont déterminées par la somme des deux termes principaux :

- Les coûts fixes comprenant les amortissements, les salaires et appointements d'exploitation, la maintenance, les assurances, etc...
- Les coûts variables composés des matières premières, des services généraux, etc...

En règle générale, 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 marches discontinues est devra être examinés cas par cas. [29]

1.c) Approche par postes de dépense

Pour plus de précision on peut déterminer les facteurs selon la nature de dépenses :

1. Matériel

Son coût varie de la manière suivante :

$$(m_1 / m_2) = (P_1 / P_2)^a$$

m_1 / m_2 : coût de matériel

P_1 et P_2 : capacités respectives

a : facteur d'extrapolation.

Ce facteur, est en règle générale, pour les appareils égales à 0.65, mais il peut varier sensiblement selon les équipements. [29]

III.3. Calcul

Les calculs d'estimation pour les trois variantes ont été fait selon la méthode d'estimation par coefficient et par postes de dépenses.

Les résultats de l'estimation du coût du matériel sont les suivants :

Résultats de l'estimation pour l'unité de 100 Kg / h

Calcul du coût total du matériel

EQUIPMENTS	QUANTITY		ESTIMATED MATERIAL COST (\$)	USED
	NO	UNIT		
1- PUMPS	3	EA	5460	11000
2-TOWER	1	EA	13800	24000
3-EXCHANGERS	3	EA	91650	158000
4-CONDENSER	1	EA	7475	13000
5-REBOILER	1	EA	9100	16000
6-COOLING TOWER	1	EA	34450	69000
7-BOILER	1	EA	32860	66000
8-EVAPORATOR	2	EA	9540	20000
9-BELT CONVEYOR	1	EA	10200	18000
10-VESSELS	2	EA	9000	17000
11-COOLING WATER TANK	1	EA	27500	53000
12-PENTANE TANK	1	EA	4125	8000
13-OIL TANKS	3	EA	3300	6000
14-WATER TANK	1	EA	15400	30000
15-PREHEATER	2	EA	36000	67000
16-SEPARATOR	1	EA	9000	16000
TOTAL POCESS EQUIPMENT			318860	592000

Résultats de l'estimation pour l'unité de 1000 Kg / h

Calcul du coût total du matériel

EQUIPMENTS	QUANTITY		ESTIMATED MATERIAL COST (\$)	USED
	NO	UNIT		
1- PUMPS	3	EA	11760	12000
2-TOWER	1	EA	25760	26000
3-EXCHANGERS	3	EA	166380	166000
4-CONDENSER	1	EA	13570	13500
5-REBOILER	1	EA	16520	16500
6-COOLING TOWER	1	EA	72800	73000
7-BOILER	1	EA	69440	70000
8-EVAPORATOR	2	EA	21240	21000
9-BELT CONVEYOR	1	EA	19040	19000
10-VESSELS	2	EA	17700	18000
11-COOLING WATER TANK	1	EA	56000	56000
12-PENTANE TANK	1	EA	8400	8500
13-OIL TANKS	3	EA	6720	7000
14-WATER TANK	1	EA	31360	31500
15-PREHEATER	2	EA	70800	71000
16-SEPARATOR	1	EA	15900	16000
TOTAL POCESS EQUIPMENT			623390	625000

Les résultats de l'estimation par postes de dépenses sont portés en annexe 4.

CHAPITRE IV :
ETUDE ECONOMIQUE
ET
FINANCIERE

Les huiles essentielles, objet de transactions concurrentielles, souvent importantes en valeur monétaire, représentent la matière première principale de l'industrie des parfums et de la thérapeutique moderne.

IV.1. Les produits

Les principales huiles essentielles produites sont les suivantes :

- * huile essentielle de menthe (30 %)
- * huile essentielle de romarin (10 %)
- * huile essentielle de coriandre (10 %)
- * huile essentielle d'eucalyptus (20 %)
- * huile essentielle d'orange et de citron (20 %)
- * autres huiles essentielles (10 %).

La présentation de ces produits se fait sous forme de petits fûts, ils sont stockés dans des bacs de stockage à une température qui ne dépasse pas 25 °C à l'abri de la lumière, afin de conserver intégralement la qualité des huiles.

IV.2. Le marché

La situation du marché des huiles essentielles en Algérie est très simple : d'un côté une production locale quasi – inexistante, mis à part quelques petites unités artisanales, de l'autre, un gros consommateur : la SAIDAL, qui consomment environ 880 tonnes/an, dont elles importent la totalité, selon la répartition donnée par les statistiques douanières [30].

Tableau IV.1 Etat des importations des produits désignés pour l'année 1996

Produits	Poids
huiles essentielles de bergamote	5
huiles essentielles d'orange	55,227
huiles essentielles de citron	3,559
huiles essentielles de linette	140
huiles essentielles d'agrumes	7,236
huiles essentielles de géranium	63
huiles essentielles de jasmin	136
huiles essentielles de lavande	240
huiles essentielles de menthe poivrée	1,31
huiles essentielles de menthe	36
huiles essentielles verveine	6
mélanges de substances	301,6
solutions concentrées d'huiles essentielles	48,435
Total des importations en poids (Kg) :	1043,367

Tableau IV.2 Etat des importations des produits désignés pour l'année 1997

Produits	Poids
huiles essentielles d'orange	30,147
huiles essentielles de citron	7,058
huiles essentielles de linette	3
huiles essentielles d'agrumes	2,7
huiles essentielles de géranium	216
huiles essentielles de jasmin	50
huiles essentielles de lavande	62
huiles essentielles de menthe poivrée	11,22
huiles essentielles de menthe	104
résinoïdes	406
solutions concentrées d'huiles essentielles	39,39
Total des importations en poids (Kg) :	931,515

Tableau IV.3 Etat des importations des produits désignés pour l'année 1998

Produits	Poids
huiles essentielles de bergamote	5
huiles essentielles d'orange	73,507
huiles essentielles de citron	16,088
huiles essentielles d'agrumes	5,662
huiles essentielles de géranium	190
huiles essentielles de jasmin	621
huiles essentielles de lavande	286
huiles essentielles de menthe poivrée	7
huiles essentielles de menthe	277
résinoïdes	140
solutions concentrées d'huiles essentielles	5,68
Total des importations en poids (Kg) :	1626,937

IV.3. Calcul économique

IV.3.1. Définition de quelques éléments de calcul économique

Evaluer la rentabilité économique d'un projet consiste à établir le bilan recettes-dépenses de l'installation de production.

Les recettes proviennent de la vente des produits fabriqués et ces dépenses sont

La somme des trois termes principaux :

- Les charges fixes liées à l'existence même de l'installation qu'elle soit ou non en production : l'immobilisation du capital investi (amortissement), de maintenir en état l'outil de production (entretien) d'en assurer la protection (assurances).
- les salaires du personnel affecté à la conduite de l'installation.
- les achats de matières premières réactif ou énergie dont l'importance est liée au niveau réel de la production on les nomme pour cette raison " charges proportionnelles " ou " variables ".

Les investissements

Le montant des investissements correspond à la somme totale qu'une société doit dépenser pour réaliser un projet industriel afin d'affecter les différentes opérations qui s'y rapportent, depuis les études technico – économiques préliminaires jusqu'à la mise en route effective des installations.

Fond de roulement

Il correspond à l'immobilisation temporaire, liée au fonctionnement des installations et donnant lieu, contrairement aux autres types d'investissements à une récupération éventuelle.

Du point de vue des calculs économiques, le fond de roulement est considéré comme une dépense non amortissable à l'année 0, et compté avec les investissements, il est récupérable à tout instant en particulier après une période de n années, correspondant à la durée de vie de l'unité.

Le fond de roulement est constitué d'une provision courante représentant :

- la valeur des matières premières en stock normal, charges, produits chimiques divers catalyseurs.
- la valeur des produits en circulation dans les unités elles – même, ou divers stades de leurs transformations.
- la valeur en stock normal de produits finis.

L'amortissement

Il correspond à la récupération du capital investi (c'est à dire à reconstituer les investissements des installations au cours de leurs périodes d'activité même), non compris le fond de roulement.

Les dépenses d'exploitation

Ces dépenses tiennent compte uniquement des frais de fonctionnement des installations, à l'exception de l'amortissement et au paiement des intérêts (charges financières).

Le temps de remboursement

On l'appelle aussi temps de récupération du capital défini comme étant la durée au bout de laquelle les recettes totales liées au fonctionnement d'une unité ou d'un complexe, déductions faites de toutes les sorties y compris les taxes sont égales au montant global des investissements.

IV.3.2. Calcul économique

- Coût de l'investissement

Cette partie a été étudiée en détail dans le chapitre III, pour les besoins du calcul économique, nous avons fractionné l'investissement I, selon le taux d'amortissement pour les deux unités comme suit :

Unités :		100 Kg/h	1000 Kg/h
- Terrain	13.5 % de I	12500000 DA	24300000 DA
- Bâtiment et infrastructures	30.0% de I	27600000 DA	54000000 DA
- Equipement :			
• Ateliers	} 56.0 % de I	51520000 DA	100800000 DA
• Agencement			
• Labos et outillage			
• Transport			
- Frais préliminaires	0.50% de I	460000 DA	900000 DA
Total	100.0% de I	92000000 DA	180000000 DA

- Financement de l'investissement

Les banques pratiquent généralement les taux suivants :

Unités :		100 Kg/h	1000 Kg/h
- Apport en fond propre	30.0% de I	27600000 DA	54000000 DA
- Crédit à moyen terme	70.0% de I	64400000 DA	126000000 DA
Total	100.0% de I	92000000 DA	180000000 DA

- Le planning de réalisation

Vue le déficit de cette industrie en Algérie, l'état accorde des facilités et la priorité pour l'acquisition des terrains dans les zones industrielles, le problème étant réglé le programme d'investissement, pour la réalisation de la distillerie d'huiles essentielles sera articulé comme suit :

* Etudes préliminaires, préconsultation	:	4 ^{ème} trimestre	1999
* Aménagement et infrastructures	:	1 ^{er} trimestre	2000
* Montage du crédit	:	1 ^{er} trimestre	2000
* Génie civil, charpente	:	1 ^{er} semestre	2000
* Contrats d'acquisition des équipements	:	Avril	2000
* Mise à FOB des équipements	:	Octobre	2000
* Livraisons sur site et début du montage	:	Novembre	2000
* Mise en service	:	Janvier	2001

- Le programme de production

Le programme de production, pour les deux unités (100 Kg / h et 1000 Kg / h)

Est calculé sur la base :

- comme 1^{ère} variante 10 heures par jour, 23 jours par mois et 12 mois par an.
- et comme 2^{ème} variante 10 heures par jour, la 1^{ère} année, ensuite 15 heures par jours pour les années suivantes.
- les unités travaillent à 100% de leur capacité dès l'année d'ouverture.
- le rendement (masse de matière végétale / masse d'huile essentielle produite) est de 2%.
- le prix du kilogramme d'huile essentielle est en moyenne de 8500 DA, pour toute variété de celle-ci .

Sur la base de toutes ces hypothèses, l'évolution de la production de l'année 2001

A 2005 sera la suivante :

Tableau IV.4 Evolution de la production

Unité de 100 Kg/h	2001		2002		2003		2004		2005	
	Quantité	Valeur								
1ère Variante	5,52	46920000	428	70380000	8,28	70380000	7,28	70380000	7,28	70380000
2ème Variante	5,52	46920000	5,52	46920000	5,52	46920000	5,52	46920000	5,52	46920000

Unité de 1000 Kg/h	2001		2002		2003		2004		2005	
	Quantité	Valeur								
1 ^{ère} Variante	55,2	276000000	55,2	276000000	55,2	276000000	55,2	276000000	55,2	276000000
2 ^{ème} Variante	55,2	276000000	82,8	414000000	82,8	414000000	82,8	414000000	82,8	414000000

Remarque : La capacité de 1000 Kg/h nous permet de fixer à 5000 DA le prix du Kilogramme d'huile essentielle.

- Le programme de consommation

Les consommations sont les suivantes :

- Matière végétale
- Solvant (100 Kg par an)
- Energie électrique et eau.

La matière et fournitures consommées sont évaluées à 30 % du chiffre d'affaire pour l'unité de 100 Kg/h et de 50 % pour l'unité de 1000 Kg/h, vue son importance.

- L'amortissement

* L'amortissement des crédits à moyen terme :

Le montant du crédit à moyen terme étant évalué à 70 % de l'investissement et en supposant, un taux d'intérêt annuel de 8,5% et amortissable sur cinq ans.

L'évolution des annuités de 2005, pour les deux unités, sont représentées dans les deux tableaux suivants :

Tableau IV.5 Evolution des annuités

*** Unité de 100 Kg/h**

Année	Valeur principale	Amortissement	Interêt	Annuité
2001	64400000	12880000	5474000	18354000
2002	51520000	12880000	4379200	17259200
2003	38640000	12880000	3284400	16164400
2004	25760000	12880000	2189600	15069600
2005	12880000	12880000	1094800	13974800

*** Unité de 1000 Kg/h**

Année	Valeur principale	Amortissement	Interêt	Annuité
2001	126000000	25200000	10710000	35910000
2002	100800000	25200000	8568000	33768000
2003	75600000	25200000	6426000	31626000
2004	50400000	25200000	4284000	29484000
2005	25200000	25200000	2142000	27342000

* L'amortissement de l'investissement

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 2% par an.

En appliquant la méthode de l'amortissement constant on obtient :

* Unité de 100 Kg / h :

Désignation	Valeur	Taux	Amortissement
- Terrain	non amortissable		
- Bâtiment et infrastructure	12500000	2%	250000
- Equipement de production (installé)	46520000	10%	4652000
- Matériel de transport, mobilier et agencement	5000000	20%	1000000
		Total :	5902000

Résorption des frais préliminaires

Valeur	Taux	Résorption
460000	20%	92000

* Unité de 1000 Kg / h :

Désignation	Valeur	Taux	Amortissement
- Terrain	non amortissable		
- Bâtiment et infrastructure	54000000	2%	1080000
- Equipement de production (installé)	100800000	10%	10080000
- Matériel de transport, mobilier et agencement	9000000	20%	1800000
		Total :	12960000

Résorption des frais préliminaires

Valeur	Taux	Résorption
900000	20%	180000

- L'emploi :

Le personnel nécessaire au fonctionnement des installations de production sera de 12 agents permanents pour l'unité de 100 Kg / h et de 15 agents permanents pour l'unité de 1000 Kg / h.

Les effectifs sont détaillés par catégorie professionnelle comme suit :

Catégorie	Unité de 100 Kg / h		Unité de 1000 Kg / h	
	Nombre		Nombre	
Administrateur	04		05	
Ouvrier qualifié	08		10	

Le détail des frais de personnel est précisé dans l'annexe N° 4.

- L'impact sur l'environnement :

De par la nature des produits fabriqués, du type de machine fonctionnant à l'énergie électrique prise directement du réseau domestique, ainsi que l'absence de produits ou semis – produit toxiques dans le process, la distillation de végétation ne présente aucun danger pour l'environnement.

- Résultats d'exploitation :

Compte tenu des éléments présentés ci – avant, les résultats d'exploitation du projet sont évalué de 2001 à 2005 comme suit :

Tableau IV. 6 Résultats d'exploitation

* Unité de 100 Kg/h (en Kilo DA)

Année	2001	2002	2003	2004	2005
Cash flow net (10 h/j)	22512,4	23607	24702	17584	17963
Cash flow net (15 h/j)	22512,4	38360	38914,8	25981	26622

* Unité de 1000 Kg/h (en Kilo DA)

Année	2001	2002	2003	2004	2005
Cash flow net (10 h/j)	114560	116698	119380	74615	75943
Cash flow net (15 h/j)	114560	181825	183877	114482	116080

- Analyse du projet :

A travers les tableaux des comptes de résultats, du cash flow et des bilans il ressort que les projets présentent les taux de rentabilité suivants :

* unité de 100 Kg/h :

- Un taux de rentabilité interne (TRI) de 23% entre 2001 et 2005 et un délais de récupération du capital investi de 4,3 ans, pour la variante de 10 h/j.
- Et un TRI de 29% et un délais de récupération de 3 ans pour la deuxième variante (10 h/j la 1^{ère} année ensuite 15 h/j celle d'après).

* unité de 1000 Kg/h :

- Un taux de rentabilité interne (TRI) de 38 % et un délais de récupération du capital investi de 2 ans, pour la variante de 10 h/j.
- Et un TRI de 56% et un délais de récupération de 1,4 ans pour la deuxième variante (10 h/j la 1^{ère} année ensuite 15 h/j celle d'après).

On déduit de ce qui précède que l'unité de 1000 Kg/h permet une récupération du capital investi plus rapide, elle est donc plus rentable. Elle permettra de dégager un budget d'investissement conséquent, permettant ainsi d'améliorer la qualité des produits ainsi que le financement d'activités annexes.

On pourra aussi envisager d'augmenter la capacité de production, vu que la demande des huiles essentielles sur le marché Algérien restera toujours importantes. Ceci fera que le prix du kilogrammes d'huiles essentielles pourra être baissé à moins de 5000 DA ce qui permettra de faire face à la concurrence étrangère.

CONCLUSION

Les résultats de la simulation effectuée dans les études préliminaires, ont permis le dimensionnement des équipements de notre installation, tout en se référant aux normes établies.

Les variantes prises en compte ont permis d'avoir une idée sur la rentabilité d'un tel projet, il s'avère qu'une unité de grande capacité permet un amortissement très rapide du coût global.

En outre, la méthode des coefficients qui a permis l'estimation du projet est la plus appropriée, en effet elle permet à partir du coût de tous les équipements d'avoir le coût de chaque poste de dépense, et par la suite le coût global du projet clef en main.

En pratique, ce projet répond aux normes fixées pour l'obtention des avantages APSI, ainsi l'étude financière a été faite en prenant compte de ces avantages, les exonérations d'impôts, permettent de dégager un fond de roulement assez important, ce qui permettrait d'investir afin d'augmenter la capacité de l'unité.

La réalisation d'un tel projet notamment l'unité traitant 1000 Kg/h de matière végétale permettrait de substituer une partie de l'importation dont le coût s'élève à plusieurs millions de dollars ; ce qui représente un gain en devise pour l'Algérie.

BIBLIOGRAPHIE

[1] **LAWRENCE B. M.**

Progress in essential oils, perfumer & flavorist , vol. 13 , 1988, p. 49-50

[2] **HASNI S.**

Modélisation de l'extraction solide - fluide, simulation et dimensionnement d'une unité industrielle d'entraînement à la vapeur d'eau, ENP, Alger, 1997, PFE

[3] **PERRY H. & CHILTON H.**

Chemical engineering, ed. McGraw - Hill, sixième édition, Chap. 10, pp 46-47

[4] **LUDWIG E.**

Design for chemical and petrochemical plants, tome 2, ed. Gulf, Huston, 1993, pp. 159-176

[5] **LEYBROS J. & PREMAUX P.**

Extraction solide - liquide, techniques de l'ingénieur, J 2780, 1993, pp. 4-20

[6] **TRANBOUZE P. VAN LANDEGHEM H. & WAUQUIER J. P.**

Les réacteurs chimiques : conception / calcul / mise en oeuvre, ed. Technip, 1984, pp. 468-589

[7] **TRAMBOUZE P.**

Réacteurs chimiques, techniques de l'ingénieur, J 4020, 1993, p. 25

[8] **NELSON W. L.**

Petroleum Refinery Engineering, quatrième édition, ed. McGraw - Hill, 1978, pp. 271-274

[9] **TROUVAY & CAUVIN Ets.**

Petroleum material manual, ed. Socodim, la loupe (France), 1989, Chap. 1, pp. 100-114

[10] **MARTIN G. R.**

Pumps and NPSH: avoid problems and improve reliability, hydrocarbon Processing, N°5, 1996, vol. 75, p. 63

[11] **LAPRAY J. F.**

Pompes centrifuges : cavitation, techniques de l'ingénieur, B 4313, 1995, pp. 3-4

[12] **GAS PROCESSORS SUPPLIES ASSOCIATION.**

Engineering data book, Gas processors association, dixième édition, 1994, Sec.12, pp. 3-5

[13] **GOULDS PUMPS, INC.**

Goulds pumps manual : performance curves, sixième édition, New York, 1995, Sec.1A, p.23

[14] **BINET P.**

Chaudières électriques, techniques de l'ingénieur, B 129 , 1984, pp. 2-4

[15] **PARISOT J.**

Les chaudière, techniques de l'ingénieur, B 1460, 1993, pp. 5-8

[16] **WUITIER P.**

Raffinage et génie chimique, tome 2, ed. Technip, 1984, pp. 999-1439

[17] **MONNERY M. & SVRCEK W. Y.**

Successfully specifey three phase separators, chemical engineering progress, 1994, pp. 29-30

[18] **ENGINEERING STANDARD**

Process design : liquid-liquid separators, vol . 3, section 68, document interne B.R.C.

[19] **MUKHERJEE R.**

Description des échangeurs de chaleur, techniques de l'ingénieur, B 2341, 1995, pp. 1-5

[20] **LUDWIG . E**

Design for chemical and petrochemical plants, tome 2, ed. Gulf, Huston, 1995, pp. 100-145

[21] **REID R. C. , PRAUSNITZ J. M. & POLING B. E.**

The properties of gases and liquids, quatrième édition, 1987, pp. 427-638

[22] **LELEU R.**

Evaporation, techniques de l'ingénieur, J 2320, 1995, pp. 8-10

[23] **ENGINEERING STANDARDS**

Process design : kettle reboilers, vol . 2, section 43, document interne B.R.C.

[24] **GRANG A.**

Cours d'échanges thermiques, I.F.P., ed. Technip, 1983

[25] **RAZNJEVIC K.**

Handbook of thermodynamics : tables and charts, New York, ed. McGraw-Hill, 1976, pp. 100-125

[26] **ENGINEERING STANDARDS.**

Process design : water cooling devices, vol . 2, section 44, document interne B.R.C.

[27] **RICHARDSON ENGINEERING SERVICES, INC.**

Richardson's international construction factors, 1995,

[28] **PAGES J. S.**

Conceptional cost estimating manual, ed. Gulf, 1984

[29] **LEENAERTS R.**

Faisabilité des projets dans l'industrie des procédés, Université catholique de Louvain

[30] **DOUANES ALGERIENNES.**

Statistiques des importations (Document non publié).

ANNEXES

Pc00899

Avant Ammere - L.

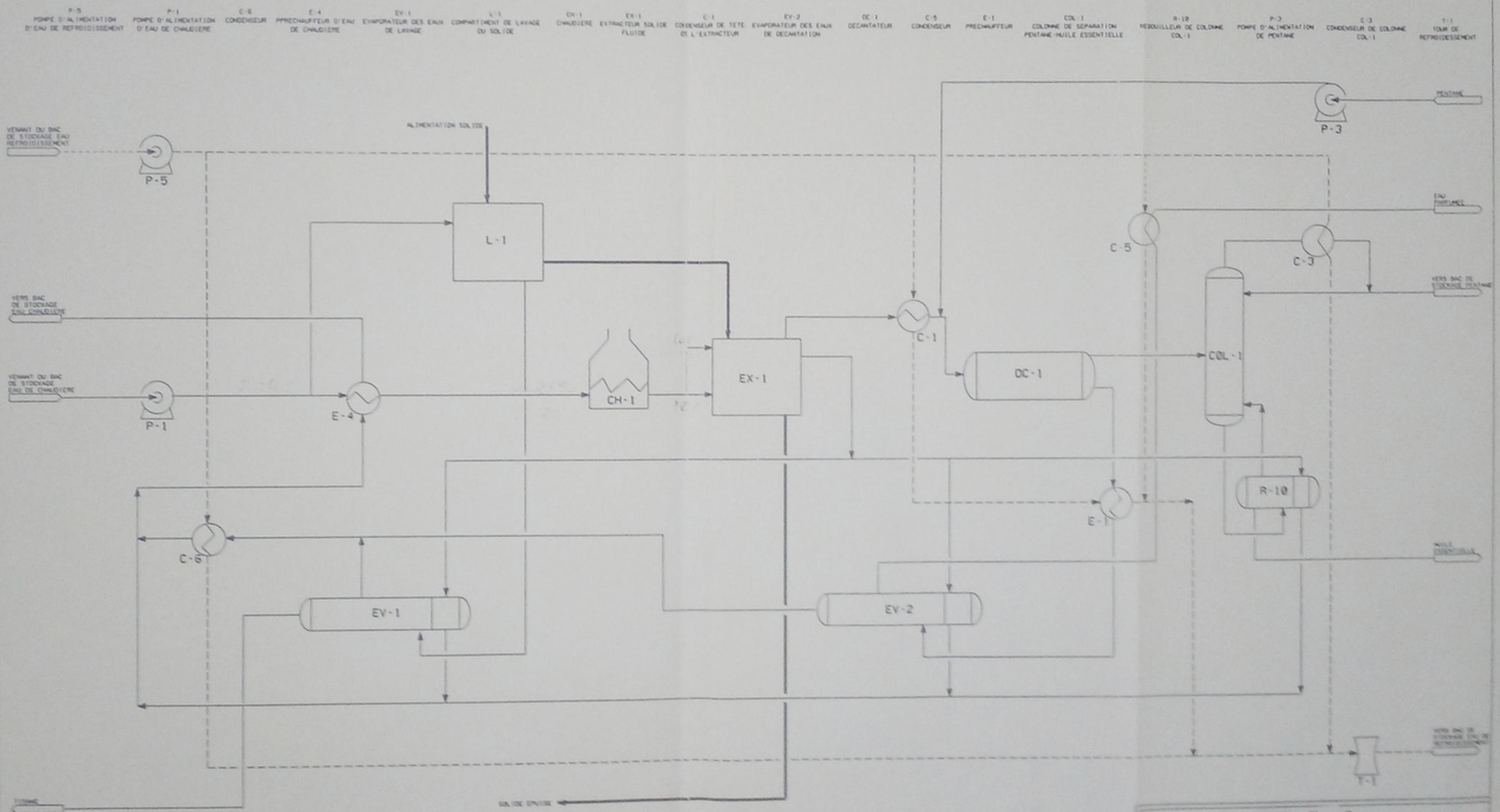
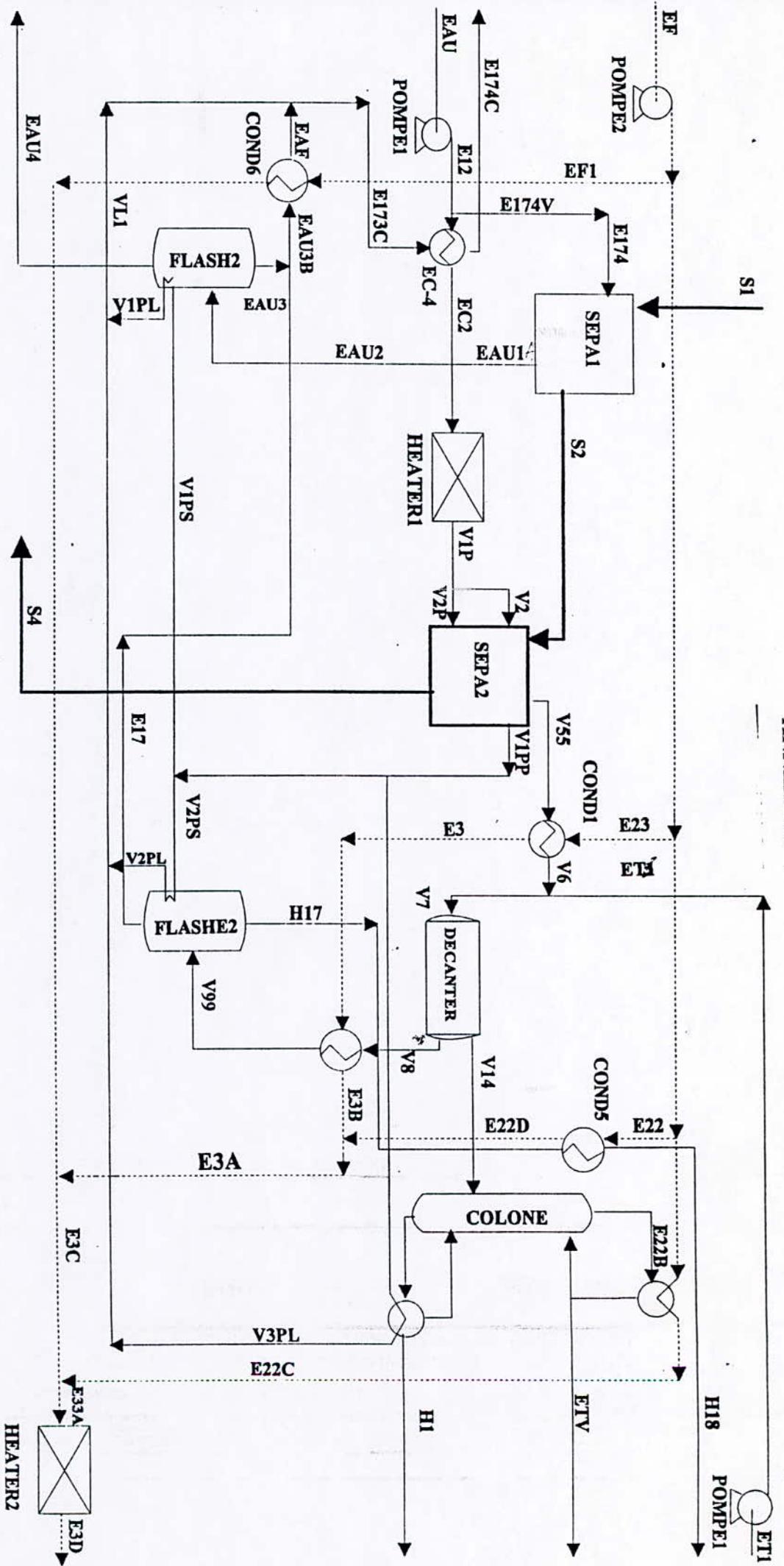


FIG 1 2:
SCHEMA DE L'UNITE
D'EXTRACTION DES
HUILES ESSENTIELLES



REPRESENTATION DE L'UNITE EN BLOCS D'OPERATIONS UNITAIRES

ANNEXE 1

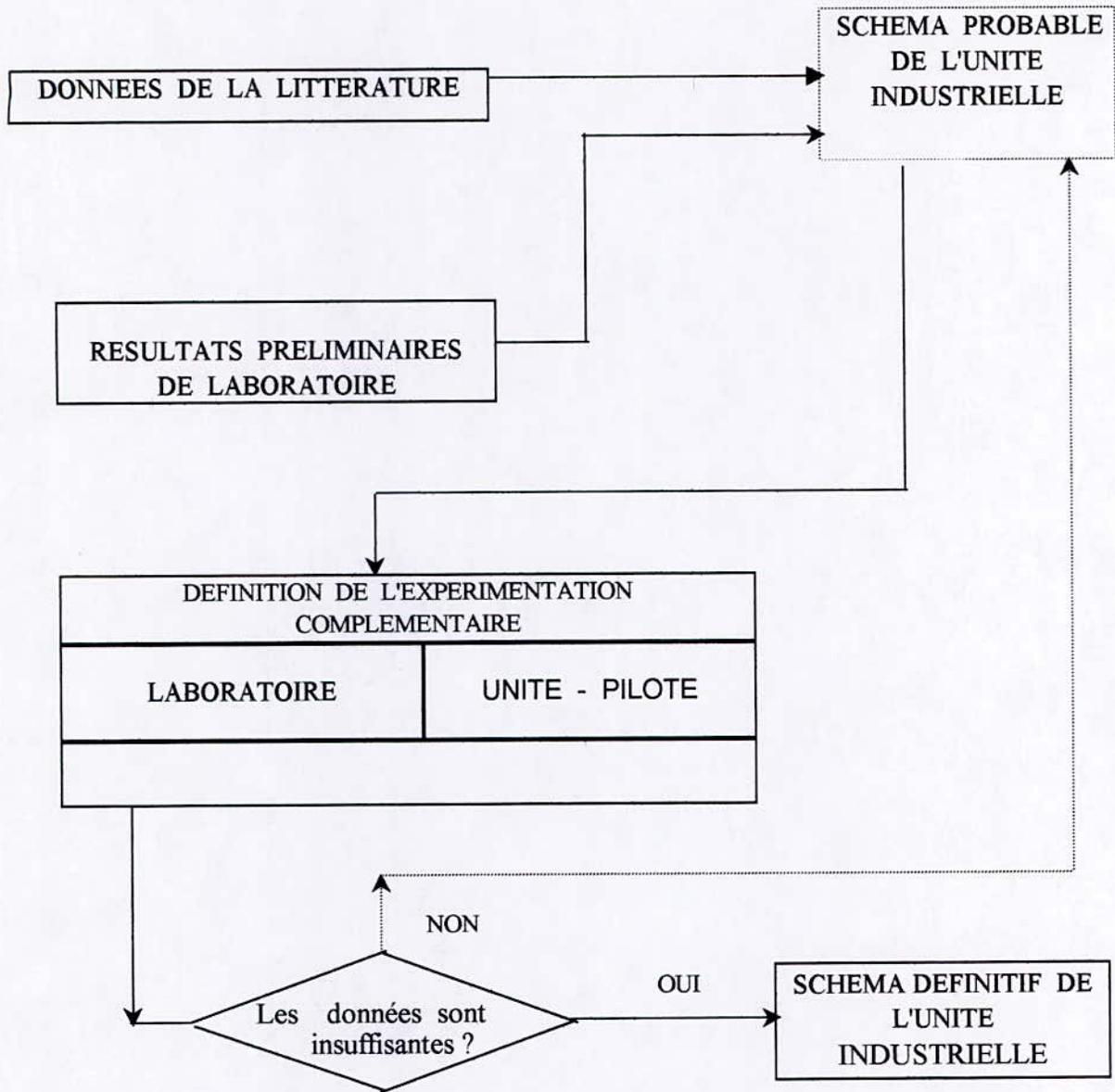


Fig I.1 Procédure générale de développement des procédés.

ANNEXE N° 3

Résultats de l'estimation par postes de dépenses pour l'unité de 100 Kg / h

DISCIPLINE	RATIO(MATERIAL) PERCENTAGE	MATERIAL COST(\$)	RATIO(LABOR) PERCENTAGE	TOTAL COST(\$)
1- PROCESS EQUIPMENT	100	320000	3,75	12000
2- SITE PREPARATION	1,75	5600	0,5	1600
3- SITE IMPROVEMENT	2,75	8800	1,5	4800
4- CONCRETE	7,5	24000	9	28800
5- STRUCTURAL STEEL	11,5	36800	4	12800
6- BUILDINGS	4	12800	3,5	11200
7- UNDERGROUND PIPING	4	12800	2,75	8800
8- ABOVEGROUND PIPING	37	118400	24	76800
9- UNDERGROUND ELECT	0,4	1280	0,2	640
10-ABOVEGROUND ELECT	15	48000	6,5	20800
11-INSTRUMENTATION	22	70400	3,25	10400
12-INSULATION	7,5	24000	4,5	14400
13-PAINTING	2,5	8000	2,75	8800
14-PAVING	1	3200	0,5	1600
15-PRORATABLES	1	3200	2	6400
TOTAL DIRECT COST		697280		219840

CONSTRUCTION EQUIPMENTS	PERCENT OF LABOR COST	COT(\$)
Rental or purchase	15	32976
Service labor	4	8793,6
Fuel ,oil,grease,supplies	12	26380,8
TOTAL COST (\$)		68150,4

OVERHEAD AND INDIRECT	PERCENT OF LABOR COST	COST(\$)
Salaried Indirect	10	21984
Office hourly indirects	6	13190,4
Field hourly indirects	5	10992
Temporary construction facilities	15	32976
Burdens and Benefits	27	59356,8
Small tools and consumables	7	15388,8
Other indirects	15	32976
TOTAL COST (\$)		186864

ITEM	PERCENT OF MATERIAL	COST(\$)
Freight	12	83673,6
Insurance and duties	2	13945,6
TOTAL COST (\$)		97619,2

SUBTOTAL 1269753,6

HOME OFFICE SERVICES	PERCENT OF TOTAL DIRECT AND INDIRECT	COST(\$)
Engineering/Design services	12	152370,432
Construction services	0,2	195,2384
Project generale management	1,1	1073,8112
TOTAL COST (\$)		153639,4816

TOTAL COST 1423393,082

ANNEXE N° 3

Résultats de l'estimation par postes de dépenses pour l'unité de 100 Kg / h

DISCIPLINE	RATIO(MATERIAL) PERCENTAGE	MATERIAL COST(\$)	RATIO(LABOR) PERCENTAGE	TOTAL COST(\$)
1- PROCESS EQUIPMENT	100	320000	3,75	12000
2- SITE PREPARATION	1,75	5600	0,5	1600
3- SITE IMPROVEMENT	2,75	8800	1,5	4800
4- CONCRETE	7,5	24000	9	28800
5- STRUCTURAL STEEL	11,5	36800	4	12800
6- BUILDINGS	4	12800	3,5	11200
7- UNDERGROUND PIPING	4	12800	2,75	8800
8- ABOVEGROUND PIPING	37	118400	24	76800
9- UNDERGROUND ELECT	0,4	1280	0,2	640
10-ABOVEGROUND ELECT	15	48000	6,5	20800
11-INSTRUMENTATION	22	70400	3,25	10400
12-INSULATION	7,5	24000	4,5	14400
13-PAINTING	2,5	8000	2,75	8800
14-PAVING	1	3200	0,5	1600
15-PRORATABLES	1	3200	2	6400
TOTAL DIRECT COST		697280		219840

CONSTRUCTION EQUIPMEN	PERCENT OF LABOR COST	COT(\$)
Rental or purchase	15	32976
Service labor	4	8793,6
Fuel ,oil,grease,supplies	12	26380,8
TOTAL COST (\$)		68150,4

OVERHEAD AND INDIRECT	PERCENT OF LABOR COST	COST(\$)
Salaried Indirect	10	21984
Office hourly indirects	6	13190,4
Field hourly indirects	5	10992
Temporary construction facilities	15	32976
Burdens and Benefits	27	59356,8
Small tools and consumables	7	15388,8
Other indirects	15	32976
TOTAL COST (\$)		186864

ITEM	PERCENT OF MATERIAL	COST(\$)
Freight	12	83673,6
Insurance and duties	2	13945,6
TOTAL COST (\$)		97619,2

SUBTOTAL 1269753,6

HOME OFFICE SERVICES	PERCENT OF TOTAL DIRECT AND INDIRECT	COST(\$)
Engineering/Design services	12	152370,432
Construction services	0,2	195,2384
Project generale management	1,1	1073.8112
TOTAL COST (\$)		153639,4816

TOTAL COST 1423393,082

ANNEXE N° 3

Résultats de l'estimation par postes de dépenses pour l'unité de 1000 Kg / h

DISCIPLINE	RATIO(MATERIAL) PERCENTAGE	MATERIAL COST(\$)	RATIO(LABOR) PERCENTAGE	TOTAL COST(\$)
1- PROCESS EQUIPMENT	100	625000	3,75	23437,5
2- SITE PREPARATION	1,75	10937,5	0,5	3125
3- SITE IMPROVEMENT	2,75	17187,5	1,5	9375
4- CONCRETE	7,5	46875	9	56250
5- STRUCTURAL STEEL	11,5	71875	4	25000
6- BUILDINGS	4	25000	3,5	21875
7- UNDERGROUND PIPING	4	25000	2,75	17187,5
8- ABOVEGROUND PIPING	37	231250	24	150000
9- UNDERGROUND ELECT	0,4	2500	0,2	1250
10-ABOVEGROUND ELECT	15	93750	6,5	40625
11-INSTRUMENTATION	22	137500	3,25	20312,5
12-INSULATION	7,5	46875	4,5	28125
13-PAINTING	2,5	15625	2,75	17187,5
14-PAVING	1	6250	0,5	3125
15-PRORATABLES	1	6250	2	12500
TOTAL DIRECT COST		1361875		429375

CONSTRUCTION EQUIPMENT	PERCENT OF LABOR COST	COT(\$)
Rental or purchase	15	64406,25
Service labor	4	17175
Fuel ,oil,grease,supplies	12	51525
TOTAL COST(\$)		133106,25

OVERHEAD AND INDIRECT	PERCENT OF LABOR COST	COST(\$)
Salaried Indirect	10	42937,5
Office hourly indirects	6	25762,5
Field hourly indirects	5	21468,75
Temporary construction facilities	15	64406,25
Burdens and Benefits	27	115931,25
Small tools and consumables	7	30056,25
Other indirects	15	64406,25
TOTAL COST(\$)		364968,75

ITEM	PERCENT OF MATERIAL	COST(\$)
Freight	12	163425
Insurance and duties	2	27237,5
TOTAL COST(\$)		190662,5

SUBTOTAL 2479987,5

HOME OFFICE SERVICES	PERCENT OF TOTAL DIRECT AND INDIRECT	COST(\$)
Engineering/Design services	12	297598,5
Construction services	0,2	381,325
Project generale management	1,1	2097,2875
TOTAL COST(\$)		300077,1125

TOTAL COST

2780064,613

ANNEXE N° 04

FRAIS DU PERSONNEL

Unité de 100 Kg/h

1ère Variante (10 h / j)

Catégories	Nombre	Salaire (1) mensuel Brut	2001	2002	2003	2004	2005
Administrateur	4	31 200	1 602 400	1 602 400	1 602 400	2 003 000	2 003 000
Ouvrier Qualifié	8	15 200	1 561 200	1 561 200	1 561 200	1 718 500	1 718 500
Total :	12	46 400	3 163 600	3 163 600	3 163 600	3 721 500	3 721 500

2ème Variante (15 h / j sauf la 1ère année 10 h / j)

Catégories	Nombre	Salaire (1) mensuel Brut	2001	2002	2003	2004	2005
Administrateur	4	48 200	1 602 400	2 475 552	2 475 552	3 094 440	3 094 440
Ouvrier Qualifié	8	23 200	1 561 200	2 383 104	2 383 104	2 978 880	2 978 880
Total :	12	71 400	3 163 600	4 858 656	4 858 656	6 073 320	6 073 320

(1) : Sans la charge sociale CNAS (Taux honifié 7% pour les trois premières années et 25% pour les deux dernières)

ANNEXE N° 04

FRAIS DU PERSONNEL

Unité de 1000 Kg/h

1ère Variante (10 h / j)

Catégories	Nombre	Salaire (1) mensuel Brut	2001	2002	2003	2004	2005
Administrateur	05	31 200	2 003 040	2 003 040	2 003 040	2 503 800	2 503 800
Ouvrier Qualifié	10	15 200	1 951 680	1 951 680	1 951 680	2 280 000	2 280 000
Total :	15	46 400	3 954 720	3 954 720	3 954 720	4 783 800	4 783 800

2ème Variante (15 h / j sauf la 1ère année 10 h / j)

Catégories	Nombre	Salaire (1) mensuel Brut	2001	2002	2003	2004	2005
Administrateur	05	48 200	200 304	3 094 440	3 094 440	3 597 286	3 597 286
Ouvrier Qualifié	10	23 200	1 951 680	4 732 800	4 732 800	5 584 704	5 584 704
Total :	15	71 400	2 151 984	7 827 240	7 827 240	9 181 990	9 181 990

(1) : Sans la charge sociale CNAS (Taux honifié 7% pour les trois premières années et 25% pour les deux dernières)

ANNEXE N° 4

Tableau des comptes et des Résultats
Unité de 100 Kg/h (1ère Variante 10h/j)

	2001	2002	2003	2004	2005
- Production vendue	46 920 000	46 920 000	46 920 000	46 920 000	46 920 000
- Production stockée	-	-	-	-	-
- Transfert de charge de production	460 000	-	-	-	-
- Matière et fourniture consommée (50%)	14 076 000	21 114 000	21 114 000	21 114 000	21 114 000
- Service	1 060 000	600 000	600 000	600 000	600 000
- Valeur Ajoutée	31 324 000	25 206 000	25 206 000	25 206 000	25 206 000
- Produits Divers	-	-	-	-	-
- Salaires	3 185 640	4 854 800	4 854 800	5 671 500	5 671 500
- Impôts et Taxes	-	-	-	1 505 375	1 505 375
- Frais Financiers	5 474 000	4 379 200	3 284 400	2 189 600	1 094 800
- Frais Divers	980 000	980 000	980 000	980 000	980 000
- Amortissement	5 902 000	5 902 000	5 902 000	5 902 000	5 902 000
- Résultats d'Exploitation	15 541 640	16 116 000	15 021 200	16 248 475	15 153 675
- Produits Hors Exploitation	-	-	-	-	-
- Charges Hors Exploitation	92 000	92 000	92 000	92 000	92 000
- Résultat Brut	15 449 640	16 024 000	14 929 200	16 156 475	15 061 675
- IBS	-	-	-	12 306 500	12 700 000
- Résultats Nets	15 449 640	16 024 000	14 929 200	3 849 975	2 361 675

ANNEXE N° 04

Tableau des comptes et des Résultats
Unité de 100 Kg/h (2ème Variante 10h/j ensuite 15h/j)

	2001	2002	2003	2004	2005
- Production vendue	46 920 000	70 380 000	70 380 000	70 380 000	70 380 000
- Production stockée	-	-	-	-	-
- Transfert de charge de production	460 000	-	-	-	-
- Matière et fourniture consommée (50%)	14 076 000	14 076 000	14 076 000	14 076 000	14 076 000
- Service	1 060 000	600 000	600 000	600 000	600 000
- Valeur Ajoutée	31 324 000	55 704 000	55 704 000	55 704 000	55 704 000
- Produits Divers	-	-	-	-	-
- Salaires	3 185 640	3 185 640	3 185 640	3 721 500	3 721 500
- Impôts et Taxes	-	-	-	1 000 970	1 000 970
- Frais Financiers	5 474 000	4 379 200	3 284 400	2 189 600	1 094 800
- Frais Divers	980 000	980 000	980 000	980 000	980 000
- Amortissement	5 902 000	5 902 000	5 902 000	5 902 000	5 902 000
- Résultats d'Exploitation	15 541 640	14 446 840	13 352 040	13 794 070	12 699 270
- Produits Hors Exploitation	-	-	-	-	-
- Charges Hors Exploitation	92 000	92 000	92 000	92 000	92 000
- Résultat Brut	15 449 640	14 354 840	13 260 040	13 702 070	12 607 270
- IBS	-	-	-	6 976 000	7 392 037
- Résultats Nets	15 449 640	14 354 840	13 260 040	6 726 070	5 215 233

ANNEXE N° 04

Tableau des comptes et des Résultats
Unité de 1000 Kg/h (1ère Variante 10h/j)

	2001	2002	2003	2004	2005
- Production vendue	276 000 000	276 000 000	276 000 000	276 000 000	276 000 000
- Production stockée	-	-	-	-	-
- Transfert de charge de production	900 000	-	-	-	-
- Matière et fourniture consommée (50%)	138 000 000	138 000 000	138 000 000	138 000 000	138 000 000
- Service	3 900 000	3 000 000	3 000 000	3 000 000	3 000 000
- Valeur Ajoutée	133 200 000	135 000 000	135 000 000	135 000 000	135 000 000
- Produits Divers	-	-	-	-	-
- Salaires	3 954 320	3 954 320	3 954 320	3 954 320	3 954 320
- Impôts et Taxes	-	-	-	8 577 116	8 577 116
- Frais Financiers	10 710 000	8 568 000	6 426 000	4 284 000	2 142 000
- Frais Divers	5 600 000	5 600 000	5 600 000	5 600 000	5 600 000
- Amortissement	12 960 000	12 960 000	12 960 000	1 296 000	12 960 000
- Résultats d'Exploitation	99 975 680	103 917 680	106 059 680	119 865 680	110 343 680
- Produits Hors Exploitation	-	-	-	-	-
- Charges Hors Exploitation	180 000	180 000	180 000	180 000	180 000
- Résultat Brut	99 795 680	103 737 680	105 879 680	119 685 680	110 163 680
- IBS	-	-	-	6 976 000	7 392 037
- Résultats Nets	99 795 680	103 737 680	105 879 680	112 709 680	102 771 643

ANNEXE N° 04

Tableau des comptes et des Résultats
Unité de 1000 Kg/h (2ème Variante 10h/j ensuite 15h/j)

	2001	2002	2003	2004	2005
- Production vendue	276 000 000	414 000 000	414 000 000	414 000 000	414 000 000
- Production stockée	-	-	-	-	-
- Transfert de charge de production	900 000	-	-	-	-
- Matière et fourniture consommée (50%)	138 000 000	207 000 000	207 000 000	207 000 000	207 000 000
- Service	3 900 000	3 000 000	3 000 000	3 000 000	3 000 000
- Valeur Ajoutée	133 200 000	204 000 000	204 000 000	204 000 000	204 000 000
- Produits Divers	-	-	-	-	-
- Salaires	3 954 320	7 827 000	3 954 320	9 182 000	9 182 000
- Impôts et Taxes	-	-	-	7 793 173	7 793 173
- Frais Financiers	10 710 000	8 568 000	6 426 000	4 284 000	2 142 000
- Frais Divers	5 600 000	5 600 000	5 600 000	5 600 000	5 600 000
- Amortissement	12 960 000	12 960 000	12 960 000	12 960 000	12 960 000
- Résultats d'Exploitation	99 975 680	169 045 000	175 059 680	171 974 000	174 116 000
- Produits Hors Exploitation	-	-	-	-	-
- Charges Hors Exploitation	180 000	180 000	180 000	180 000	180 000
- Résultat Brut	99 795 680	168 865 000	174 879 680	171 794 000	173 936 000
- IBS	-	-	-	62 389 000	63 202 000
- Résultats Nets	99 795 680	168 865 000	174 879 680	109 405 000	110 734 000

