

12/98

الجمهورية الجزائرية الديمقراطية الشعبية

REPUBLIQUE ALGERIENNE DEMOCRATIQUE ET POPULAIRE

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
ECOLE NATIONALE POLYTECHNIQUE

DEPARTEMENT Génie Chimique

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
BIBLIOTHEQUE — المكتبة
Ecole Nationale Polytechnique

PROJET DE FIN D'ETUDES
THEME

**SIMULATION, DIMENSIONNEMENT
ET ESTIMATION DU COUT
D'UNE UNITE INDUSTRIELLE
D'EXTRACTION DES HUILES
ESSENTIELLES PAR
ENTRAINEMENT A LA VAPEUR
D'EAU**

Proposé par :
Mr E.H BENYOUSSEF

Etudié par :
Mr M. HAMIDI

Dirigé par :
Mr E.H BENYOUSSEF

***** Promotion 1998 *****

ملخص :

إن عملنا يتمثل في تصميم وتصييل لوحدَة إستخلاص الزيت الأساسي بواسطة إستعمال بخار الماء ، وكذلك حساب الأبعاد والتقدير العالمي للآلة جبهة الأساسية لهذه الوحدة .

ABSTRACT :

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

RESUME :

Notre travail porte sur la conception et la simulation d'une unité d'extraction par entrainement à la vapeur d'eau à échelle industrielle, ainsi que sur le dimensionnement et l'estimation du coût des équipements principaux de l'installation.

DEDICACES

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة -- BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Je dédie ce modeste travail à

- La mémoire de ma mère ;
- Mon père ;
- Mes frères ;
- Mes oncles ;
- Mes amis ;
- Tous ceux qui me sont chers(es)

HAMIDI M.

Remerciements

المدرسة الوطنية المتعددة التقنيات
المكتبة — BIBLIOTHEQUE
Ecole Nationale Polytechnique

Que Monsieur E.H BENYOUSSEF trouve ici l'expression de mes plus vifs remerciements et de ma profonde reconnaissance pour l'aide, le suivie et l'intérêt constants qu'il m'a apporté durant mon travail.

J'exprime également mes remerciements aux membres de jury :

Monsieur	C. E. CHITOUR	Professeur	ENP	Président
Madame	R. DERRICHE	Maître de conférences	ENP	Examinatrice
Monsieur	A. SLATENIA	Maître assistant	ENP	Examineur
Madame	F. MEZIANI	Chargée de cours	ENP	Examinatrice
Monsieur	E. H. BEN YOUSSEF	Chargé de cours	ENP	Promoteur

D'avoir accepté d'examiner et d'évaluer ce travail .

SOMMAIRE



INTRODUCTION GENERALE	1
CHAPITRE I : SIMULATION DU PROCÉDE	
I.1 Introduction	2
I.2 Différents modèles et types de simulation	3
I.3 Simulateur PRSOSIM	7
I.4 Simulation ASPEN PLUS	8
I.5 Description de l'unité d'extraction des huiles essentielles	11
I.6 Résultats de simulation	12
I.7 Conclusion	13
CHAPITRE II : EVALUATION TECHNICO-ECONOMIQUE DU PROCÉDE	
II.1 Introduction	14
II.2 Différents étapes d'un investissement	15
II.3 Bases d'un projet	17
II.4 Eléments de calcul économiques	22
II.5 Méthodes d'estimation préliminaire	26
II.6 Eléments de chiffrage pour une estimation	30
II.7 Conclusion	32
CHAPITRE III : DIMENSIONNEMENT ET ESTIMATION DU COUT DE L'UNITE	
III.1 Alimentation et lavage du solide	33
III.2 L'extracteur	34
III.3 Pompes d'alimentation	45
III.4 Chaudières	47
III.5 Décanteurs	49
III.6 Echangeurs de chaleur	51
III.7 Colonne de séparation Hexane-Huile essentielle	72
III.8 Tours de refroidissement	79
III.9 Estimation du coût de l'unité	82
CONCLUSION GENERALE	83

LES PRINCIPAUX SYMBOLES ET NOTATIONS :

L	:	Longueur [m].
K_{od}	:	Coefficient de transfert relatif à la phase dispersée.
m	:	Coefficient de partage.
X	:	Concentration [Kg/m ³].
Λ	:	Facteur d'extraction.
N_{td}	:	Nombre de transfert de la phase dispersée.
N_{tc}	:	Nombre de transfert de la phase continue.
η	:	Nombre d'étages
E_M	:	Efficacité de Murphée.
ρ_g	:	Masse volumique du grain [Kg/m ³].
ρ_{lit}	:	Masse volumique du lit [Kg/m ³].
τ	:	Temps de séjour [s].
d_p	:	Diamètre moyen des particules [μ].
ρ_s	:	Masse volumique du solide [Kg/m ³].
W	:	Débit du solide [Kg/h].
D	:	Diamètre de la tôle d'acier interne [m].
d	:	Diamètre de la vis convoyeuse [m].
D'	:	Diamètre externe de la vis convoyeuse [m].
R	:	Pas de la vis convoyeuse [m].
L'	:	Distance entre l'enveloppe interne et la tôle d'acier externe [m].
A	:	Surface [m ²].
V_s	:	Vitesse du solide [m/s].
Re	:	Nombre de Renolds.
V_T	:	Vitesse terminale de chute libre [m/s].
ΔP	:	Perte de charge [Pa].
Z	:	Nombre de spires par tube [spires/tube].
N	:	Nombre de rotation [tr/mn]
e	:	Epaisseur [mm].
E	:	Coefficient de soudure.

Φ	:	Diamètre du décanteur [m].
M	:	Masse [Kg].
t_e	:	Température d'entrée [$^{\circ}\text{C}$].
C_p	:	Chaleur spécifique [Kcal/Kg $^{\circ}\text{C}$].
d_{ex}	:	Diamètre externe du tube [cm].
d_{in}	:	Diamètre interne du tube [cm].
N_p	:	Nombre de passes.
T_s	:	Température de sortie [$^{\circ}\text{C}$].
DTLM :		Température moyenne logarithmique [$^{\circ}\text{C}$].
N_t	:	Nombre de tubes.
D_{ca}	:	Diamètre de la calandre [cm].
W'	:	Débit par unité de longueur du tube [Kg/hm].
h_c	:	Coefficient de film global de condensation [Kcal/h m^2 $^{\circ}\text{C}$].
h_{ca}	:	Coefficient de film côté calandre [Kcal/h m^2 $^{\circ}\text{C}$].
U	:	Coefficient de transfert de chaleur [Kcal/h m^2 $^{\circ}\text{C}$].
λ	:	Conductivité thermique [Kcal/h m $^{\circ}\text{C}$].
F_s	:	Facteur de sécurité.
Q	:	Quantité de chaleur [Kcal/h].
μ	:	Viscosité [PI].
L	:	Débit massique du liquide [Kg/h].
G	:	Débit massique de vapeur [Kg/h].
ε	:	Fraction de vide.
∂	:	Surface spécifique
h_l	:	Rétention totale [m^3/m^3].
H_u	:	Humidité [Kg/Kg d'air sec].
e_v	:	Quantité d'eau évaporée [Kg/h].
C	:	Le coût [\$].
f_{ij}	:	Facteur pour le poste j de type i.
f	:	Facteur de friction
h_{tw}	:	Coefficient de transfert de chaleur tube – parois [Kcal/h m^2 $^{\circ}\text{C}$].

INTRODUCTION GENERALE

Depuis la haute antiquité, l'homme a toujours cherché à se servir des ressources naturelles, en l'occurrence les plantes et les épices pour se soigner et s'alimenter.

L'une des valorisations possibles de ces espèces végétales que nous avons envisagée est l'extraction de leurs huiles essentielles dont l'importance économique est considérable, tant il est vrai qu'elle trouve des applications dans les domaines les plus variés allant des industries alimentaires aux industries pharmaceutiques en passant par les cosmétiques et les parfums. [16]

L'extraction solide-liquide est une opération de transfert de matière entre une phase solide et une phase liquide, les constituants recherchés pouvant être soit le soluté soit le résidu. [17]

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

A présent, le principal procédé d'extraction des huiles essentielles des plantes ou organe de plante procède par entraînement à la vapeur d'eau.

Notre travail s'intéresse à la conception et à la simulation d'une unité d'extraction par entraînement à la vapeur d'eau à l'échelle industrielle.

Nous proposons de définir le type et la taille des appareils nécessaires, leurs prix, et ainsi le coût global de l'installation.

En procédant à une telle étude, il est possible d'apprécier, avec d'autant plus de certitude que les données mieux connues, les chances de réussite d'un projet.

CHAPITRE I

SIMULATION DU PROCÉDE

I – 1 INTRODUCTION :

La modélisation de type génie chimique permet d'étudier un modèle de procédé à partir des lois fondamentales de la physique et de la chimie telles que la conservation de la masse, le premier principe de la thermodynamique. Les équilibres entre phases et les lois de transfert.

Dans leur formulation la plus générale, ceux-ci s'écrivent :

$$(ce\ qui\ entre) + (ce\ qui\ se\ crée) = (ce\ qui\ sort) + (ce\ qui\ s'accumule) \dots (1)$$

- Dans le type d'approche, les transferts de matières ou de chaleur et les pertes de charges sont définies par des corrélations hydrodynamiques macroscopiques et des constantes physico-chimiques.

Les objectifs de la simulation des procédés sont multiples :

- Conception et dimensionnement des systèmes.
- Extrapolation et interpolation des modèles.
- Optimisation des installations existantes par une meilleure compréhension de leur fonctionnement. Cette démarche nécessite couramment en préalable, une modélisation, une simulation, voire une identification des paramètres.
- Conduite optimale des procédés [13] .

Les équations sont très peu interdépendantes et donc facilement soluble ou moyen de méthodes interactives. Celles-ci présentent l'avantage d'être à la fois bien adaptées à la programmation et la conception assez simple et se sont donc développées les premières.

Les procédés à simuler peuvent être très variés et la complexité de la simulation dépend bien évidemment de la structure des modèles obtenus lors des phases de modélisation et d'identification.

Néanmoins, trois caractéristiques générales s'en dégagent :

- Leur structure algèbro- différentielle linéaire ou non.
- Leur grande dimension due au nombre élevé de variables ainsi qu'au nombre d'équations liant ces variables.
- La présence éventuelle d'équations à retard pur et d'équations logiques.[13]

I – 2) DIFFERENT MODELES ET TYPES DE SIMULATION :

I – 2 - 1) THEORIES DE MODELES :

Un modèle est la représentation d'un système d'équations ou par un montage expérimental permettant la simulation des conditions de fonctionnement et conduisant à l'établissement de lois prévisionnelles. Dans les cas, les plus difficiles, ces lois ne seront que des corrélations empiriques entre les grandeurs de sortie et les paramètres d'entrée (conditions de fonctionnement).

Il existe différents types de modèles :

- Modèle Statique
- Modèle Dynamique
- Modèle Analogique
- Modèle Homologue

I – 2 - 2) TYPE DE SIMULATION :

On distingue deux types de simulation : la simulation physique et la simulation mathématique.

I – 2 – 2 - 1) Simulation Physique :

Dans la simulation physique, l'étude d'un phénomène donné s'opère en le reproduisant à des échelles différentes et en analysant l'influence de ces particularités physique et de ces dimensions linéaires. L'expérience est directement conduite sur le processus physique étudié.

La simulation physique se ramène à reproduire la constance des critères de similitude caractéristique, et dans le modèle est dans le système étudié [13].

I – 2 – 2 - 2) Simulation Mathématique :

C'est la manipulation du modèle mathématique avec différentes excitations ou sollicitations. Elle évite le recours systématique à l'expérimentation pour des raisons évidentes de coût, mais aussi de sécurité. [13]

I – 2 – 2 - 3) Simulation du Procédé :

La simulation de systèmes ou procédés consiste à calculer les variables de fonctionnement à partir de la description mathématique fournie par la modélisation généralement, le problème consiste à résoudre un système d'équations simultanées linéaires ou non.

La simulation de procédé est née et s'est développée dans les industries de la chimie et de la pétrochimie. Les caractéristiques et les réactions des produits utilisés étant souvent relativement bien définies ; les procédés mis en œuvre dans le secteur se

sont, en effet, prêtés à une mise en équation des phénomènes observés et à un traitement automatisé des calculs [13]

D'autre part, la nature très souvent ordonnée de ces procédés conduit naturellement à des modèles de simulation statique ou dynamique. Ces logiciels extrêmement performants s'appuient sur des modèles thermodynamiques calculant les propriétés de mélange à partir de celles des corps purs (équilibre entre phases, enthalpie, entropie) et sur des variables intensives (température, pression et composition). [12]

a - Simulation Statique :

La simulation statique ou simulation en régime permanent, son se ramène à la résolution du système d'équations algébriques non linéaire suivant :

$$f(s) = 0 \dots\dots\dots (1-2)$$

où f : la fonction vectorielle incluant les équations du modèle du procédé et les équations du contrôle.

s : le vecteur des variables algébriques est différentielles [14].

Au moment de résolution du problème, deux approches sont possibles : elles définissent deux types de logiciels. Les plus nombreux résolvent le problème séquentiellement ; les opérations unitaires « UNITES » sont calculées les unes après les autres selon un ordre choisi automatiquement ou imposé par l'utilisateur.[12].

Les autres simulateurs résolvent simultanément toutes les équations de bilan à l'aide de la méthode Newton – Raphson, une méthode quasi – newton, et une méthode quasi linéaire. Ces méthodes repose sur une procédure *ituaive* et les convergences sont beaucoup plus rapides [12, 14].

Les résultats des simulations sont exploités pour effectuer un prédimensionnement des appareils, ces données utiles pour des estimations économiques préliminaires doivent être validées par des méthodes spécifiques avant toute construction. [12]

b - Simulation Dynamique :

Le modèle mathématique représentant le fonctionnement dynamique d'un procédé de séparation contenu ou le fonctionnement d'un procédé de rectification discontinu peut ainsi s'exprimer sous la forme vectorielle suivante :

$$\Delta(s,t) \cdot \frac{ds}{dt} = f(s,t) \dots\dots\dots (1-3)$$

où t : le temps.

Δ : la matrice des coefficients relatifs aux termes

La matrice Δ est singulière. Le problème de la simulation dynamique des procédés se ramène donc à la résolution du système algèbro- différentiel. [14]

Les simulations dynamiques ne traitent que des systèmes à paramètres localisés, c'est à dire, ceux où une valeur décrit l'état d'une variable dans un volume [12].

Notons que la solution du système (2) fournit les conditions initiales sur les variables nécessaires à la résolution du système (3). Inversement, résoudre le système algèbro- différentiel (3) peut être une façon d'obtenir la solution du système (2). Cette complémentarité invite à avoir une grande homogénéité dans la formulation et la résolution des problèmes statiques ou dynamiques [14].

Pour des simulateurs dynamiques existant commercialement le seul produit largement diffusé est (Speed Up) développé initialement par l'Impériale Collège de Londres et distribué par ASPEN TECH.

Les principales applications de la simulation dynamique :

- L'étude des procédés discontinus
- Les études de sécurité ou les conséquences d'événements

(fermeture d'une vanne, apparition de fuites) sont quantifiées.

- Les simulateurs d'entraînement

Cette dernière application requiert un environnement en terme d'interface [12].

I - 3) SIMULATEUR PROSIM :

Développé à l'ENSIG de Toulouse et commercialisé par Prosim S.A : ce simulateur est un produit excellent.

La bibliothèque de sous programme se décompose en deux parties. La première contient les méthodes de calcul (Modèles Thermodynamiques) et la deuxième partie rassemble les modèles des opérations unitaires (distillation, équilibre entre phases, échangeurs de chaleur, pompe, compresseur)

I - 3 - 1) Profil Thermodynamique :

Un profil thermodynamique est défini par un ensemble de codes précisant les méthodes d'estimation retenues. Les mots clés secondaires disponibles pour définir un profil thermodynamique suivants : SRK, NRTG, PR, LKP, ANTOINE, WILSON, WILS2, NRTL, MARGULS, UNIQUAC, CHAO et GRAY.

- NBS/NBC des tables permettant de relier ou de calculer les variables thermodynamiques de l'eau dans toute la zone fluide (liquide + vapeur).

I - 3 - 2) Modules Génie- Chimiques :

- COLD : Permet de représenter le fonctionnement d'une colonne de distillation en régime permanent d'un procédé multi-étage.
- COMG : Est utilisé pour simuler un compresseur mono ou multi-étage isentropique ou poly-tropique.
- COMP : Est utilisé pour simuler un compresseur mono ou multi-étage avec ou sans

refroidissement intermédiaire .

- DECA : Est utilisé pour représenter un flash liquide-liquide à température et pression données.
- DISR : Est le module de distillation Rating simule une colonne à distiller avec une alimentation et deux produits le distillat et le résidu.
- DISS : Simule une colonne de distillation simple avec alimentation et deux produits.
En spécifiant le taux de récupération de deux constituants clefs ou distillats et au résidu.
- ECHA : Ce modèle calcule l'échange de chaleur entre deux courants dans un échangeur à contre courant ou à CO- courant.
- EXTRA : Pour la simulation d'un procédé d'extraction avec reflux le premier étage est remplacé par un étage dit de reflux.

1 – 4) SIMULATION ASPEN PLUS :

Le logiciel ASPEN PLUS est commercialisé par ASPEN TECHNOLOGY, est extrêmement complet. Il possède une base de données très importante et orientée vers la chimie [12].

1 – 4 – 1) CALCUL ECONOMIQUE DES INVESTISSEMENTS :

1 – 4 – 1 – 1) Valeur Actuelle nette (VAN) :

Le module d'évaluation économique d'ASPEN PLUS permet de calculer l'estimation du coût d'investissement du capital. L'estimation des coûts *opératoires* les calculs de cash- flow, et ainsi la VAN du projet peut être calculée à partir cash- flow de chaque trimestre de la vie du projet [14]

I – 4 – 1 – 2) Calcul Economique des Investissements par Etapes :

La prise en compte de la simulation de chaque modification de la charge la rendait plus compliquée que nécessaire parce que les variations de charges seront peu importantes et leur effet sur les variations économiques faibles. Il est plus approprié de prendre une moyenne de ces faibles variations économiques à l'intérieur d'une période donnée. L'opération de l'unité doit être représentée par un schéma de procédé traité en parallèle dans la simulation, et une nouvelle période sera définie chaque fois qu'il y a une variation importante des débits ou de composition [14,17]

I – 4 – 1 – 3) Calcul Economique de Trains d'Unités Multiples :

Le module d'évaluation économique d'ASPEN PLUS permet de déterminer la plupart des coûts au niveau de l'usine en fonction du coût total des équipements de toutes les unités, les autres coûts associés aux unités de procédé tel que : bâtiment, salle de contrôle, systèmes d'utilités et stockage seront repartis par portions [17]

I – 4 – 1 – 4) Calcul Economique de L'Ensemble d'un Projet par Etapes :

Les principes de calcul de cash-flow dans le cas d'un investissement par étapes sont semblables à ceux d'un investissement unique : cependant, le coût du capital additionnel peut intervenir après que l'investissement initial soit terminé. Dans ce cas, le capital additionnel est dépensé pendant la construction sur une période qui soit spécifiée par l'utilisateur soit estimée par ASPEN PLUS et qui se termine lorsque les trains additionnels sont mis en opération [14]

En conclusion, le module d'évaluation économique d'ASPEN PLUS se réfère aux différentes périodes de temps de la simulation pour évaluer le coût des équipements

de procédés. Il prend en compte les prix des matières premières, des utilités des produits utilisés préalablement spécifiés [14]

I – 4 – 2) MODULES UTILISES DANS ASPEN PLUS :

PUMP : Il permet de calculer la puissance requise à la pression de sortie de la « pompe » et vice versa.

HEATX : Il permet de représenter le transfert de chaleur entre deux flux dans un (échangeur de chaleur).

SEP : Il est utilisé lorsque les détails de la séparation sont inconnus ou ne sont pas importants, alors que la séparation des composants dans le flux de sortie est connue.

MIXER : Il permet de mélanger des flux de matière ou de chaleur.

RADFRAC : Il permet à l'aide d'une méthode plateau par plateau d'effectuer un calcul d'équilibre pour chaque étage.

FSPLIT : Il permet de diviser un flux de matière ou de chaleur.

HEATER : Il est utilisé pour modéliser toute opération faisant intervenir une variation de température et/ou de pression. Il permet de déterminer les conditions thermique de chaque phase du mélange lorsque les conditions de sortie sont spécifiées.

FLASH 2 : Il est utilisé pour représenter les séparateurs à un seul étage. Il permet de déterminer les conditions de chaque phase du mélange lorsque les conditions de sortie sont spécifiées.

DECANTER : Il permet de calculer l'équilibre liquide-liquide à partir de l'équation d'état utilisé.

I.5- DESCRIPTION DE L'UNITE D'EXTRACTION DES HUILES ESSENTIELLES

Cette unité est constituée de trois sections distinctes

I-5-1 – 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 + Hexane,
- Une colonne de distillation continue pour la séparation du mélange Hexane –huile essentielle.

I-5-2 – SECTION DE RECUPERATION DE L'EAU PARFUMEE

Cette section comporte :

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

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

I-5-3 – SECTION DE RECUPERATION DE LA TISANE :

Cette section est constituée par :

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

I-5-4 – RESEAUX D'ACHEMINEMENT :

L'unité est composée de trois réseaux :

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

I-5-5 – BACS DE STOCKAGE :

L'unité comporte les bacs de stockage suivants :

- 1- Bac de stockage du **hexane**
- 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.

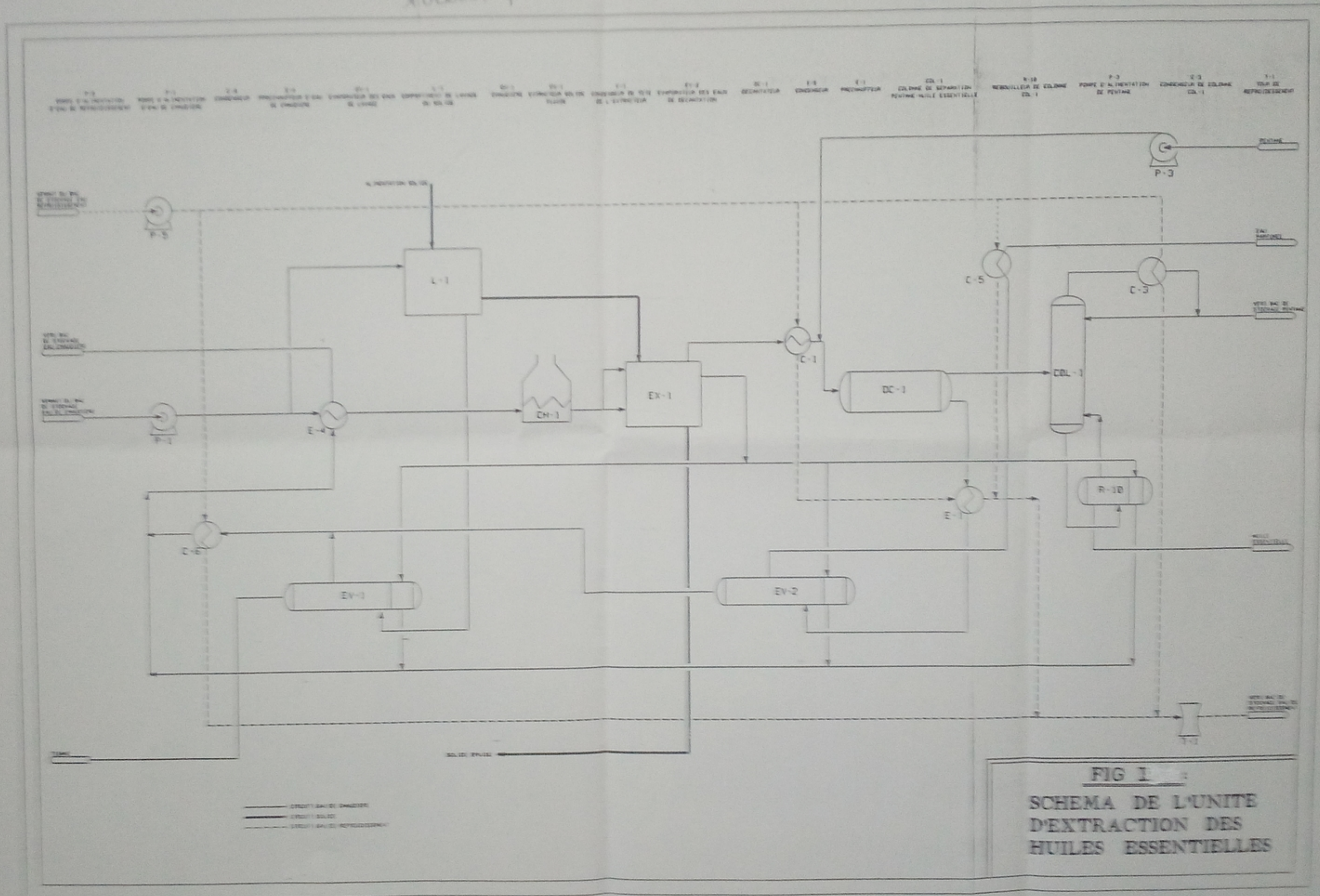
Le schéma de l'installation est présenté dans la figure I-1

I-6 – RESULTATS DE SIMULATION :

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

Les détails de la simulation sont présentés en annexe. 2 .

PC012.98
avant p. 15



I - 6) CONCLUSION :

L'étude des procédés industriels, après leur modélisation et leur identification, nécessite souvent d'en effectuer une simulation pour mettre en évidence et résoudre un certain nombre de difficultés: validité du modèle, stabilité, régulation et commande [13].

Les outils de simulation de type génie chimique offrent de ressources à la compréhension d'un procédé, **mais** cette puissance impose une parfaite maîtrise des méthodes thermodynamiques employées pour prédire les enthalpies et les entropies et les coefficients d'équilibre. Trop d'erreurs en peut être faites à cause d'une mauvaise sélection des méthodes de calcul (12).

En outre, la simulation peut être une démarche pédagogique pour apprendre à un « opérateur » à maîtriser le comportement d'un procédé : sur le procédé simulé, l'instructeur peut appliquer certaines configurations de signaux d'excitation pour tester les réactions de l'opération en face d'une situation qu'il ne connaît pas encore, et l'inviter ainsi à une réflexion sur les actions à prendre face à une telle situation [13].

CHAPITRE II

EVALUATION TECHNICO-ECONOMIQUE DU PROCEDE

II – 1 – INTRODUCTION :

Avant d'entreprendre l'évaluation économique d'un projet. Il faut disposer d'un certain nombre d'informations relatives à la situation du marché auquel s'adresse le produit concerné [1].

Les inconvénients constituent des moments privilégiés dans la vie des produits, d'une intensité forte, regroupant un nombre d'acteurs de l'entreprise .

Divers opportunités peuvent faire naître le besoin d'investir tel que l'apparition d'un nouveau produit, l'accroissement de consommation d'un produit, ou la nécessité d'abaisser les coûts d'obtention d'un produit.

Pour répondre à ces diverses opportunités, les entreprises doivent être réactives, pour cela, elles mettent en place un processus transversal aux fonctions de l'entreprise(2).

Evaluer la rentabilité économique d'un produit consiste à établir le bilan recettes – dépenses de l'installation de production. Les recettes proviennent de la vente des produits fabriqués et sont obtenus à partir des prévisions du marché qui a établi le volume probable des transactions et leur niveau de prix estimé [1].

II – 2) DIFFERENTES ETAPES D'UN INVESTISSEMENTS :

D'un point de vue pratique, on peut distinguer dans l'évaluation d'un projet de recherche plusieurs étapes successives présentant un enchaînement logique.

II – 2 – 1) ETUDES D'ENJEU :

Cette étape comporte en général trois aspects :

- L'étude bibliographique des développements antérieurs et des perspectives d'évolution des capacités de production.

- L'évolution des applications usuelles et perspectives nouvelles, la notion de taux d'accroissement moyen annuel sur une période donnée.

- L'étude de variation des prix et leurs tendances (1).

II - 2 - 2) ETUDE DE FAISABILITE :

Ces études s'attachent à déterminer les options techniques les plus critiques et dégagent les axes d'optimisations. Des méthodes telles que l'analyse de la valeur sont effacées pour définir le projet le mieux adapté aux besoins(2).

Les études de faisabilité comportent :

- L'établissement du schéma de fabrication.
- La détermination du bilan matières.
- La détermination des conditions de fonctionnement des équipements principaux.
- Le dimensionnement succinct du matériel principal [1].

Il est d'usage de penser qu'il faut avoir dépenser environ 0,5% du coût des investissements pour une précision de 10 à 30% 2).

II - 2 - 3) LES CALCULS ECONOMIQUES :

A - Détermination des Investissements :

On calcule successivement :

- Les investissements relatifs au matériel principal.
- Les investissements aux limites des unités de fabrication par des méthodes reposant sur l'application de coefficients divers.
- Les investissements relatifs à la charge de catalyseur, d'absorbant ou de solvant [1].

B - Le Coût Opérateur :

Lorsque le bilan de matières pondéral, établi par heure pour la capacité d'étude, a été choisi, les diverses consommations horaires de produits chimiques ou d'utilités permettent d'accéder à l'établissement du coût opératoire [1]

C - Détermination de Rentabilité :

Cette étude de rentabilité, véritable simulation du fonctionnement futur de l'unité, intégrera tous les paramètres susceptibles de modifier les résultats [2] tels que :

- Prix de vente et coût des matières premières.
- Débit annuel de production.
- Capacité théorique de production [3] .

A l'issue de ce dossier d'avant projet, c'est à dire calculer l'ensemble des charges à prévoir et l'ensemble des recettes et dépenses d'exploitation engendrées par cet investissement, une décision est prise de continuer l'étude ou d'arrêter [2] .

II - 2 - 4) ETUDES DE DETAILS ET CONSTRUCTION :

La définition du projet est alors figée.

Toute remise en cause importante de la définition du projet doit faire l'objet d'un accord de la direction de l'entreprise(2) .

La décision une fois prise, l'optique des études devient complètement différente. Il ne s'agit plus d'études théoriques mais de la construction, dans les délais prévus, d'une unité qui doit répondre aux critères choisis dans l'enveloppe budgétaire qui a été retenue[2].

II - 2 - 5) DE LA FIN DE LA CONSTRUCTION A L'EXPLOITATION :

D'abord ont lieu les opérations conduisant à l'acceptation mécanique :

- Vérification et mise à conformité de l'installation.
- Essais statiques à froid.
- Réception mécanique puis essais mécaniques.

Enfin, interviennent la mise en régime, la marche industrielle et la marche au nominal qui se mesure des essais de performance [2].

La prise en compte dans les budgets de cette étape de démarrage associé à une bonne collaboration des équipes permet souvent des démarrages faciles [2].

II – 3) BASES D'UN PROJET :

Lorsqu'une société entreprend de poursuivre son développement industriel en créant une nouvelle capacité de production, parmi les problèmes qu'elle doit résoudre.

Il en est trois d'essentiel, qui consistent à définir :

- L'implantation optimale de l'installation projetée.
- Le programme d'investissement à réaliser.
- La technique la mieux adaptée.

Pour effectuer l'étude qui fournit une réponse à ces questions, on dispose généralement d'un certain nombre d'informations qui précisent l'objectif à atteindre [1].

II – 3 – 1) CHOIX DU PROCÉDE :

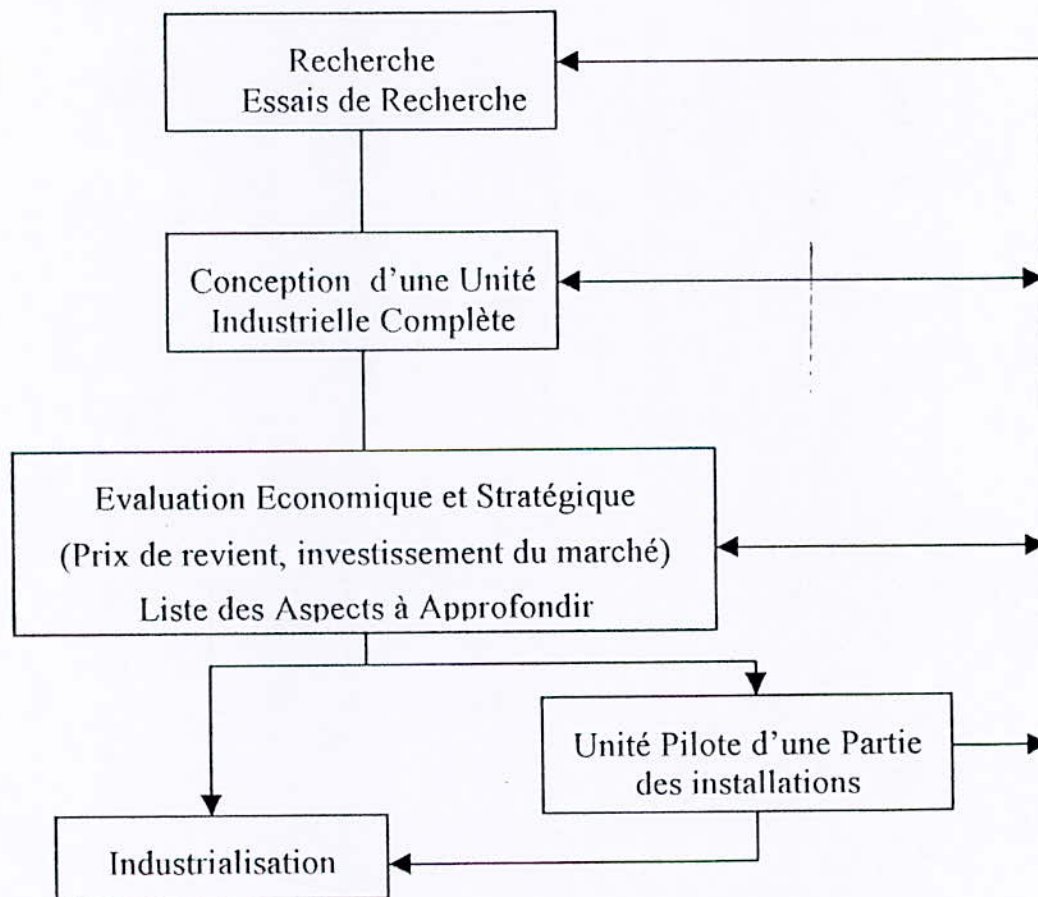
Le choix est bien sûr fondamental pour toute la vie de l'installation. Il doit tenir compte :

- De la spécification des produits que l'on cherche.
- Des procédés proposés sur le marché.

- De l'avancement de la recherche et ces essais, et de la connaissance que l'on a sur chaque procédé. des impératifs économiques, coût de revient prévisionnel, et estimations préliminaires.

Par effet moins direct, le procédé choisi peut agir sur la part du financement qui est appelé à couvrir l'achat de matériaux ou appareillages spéciaux, qui faisant l'objet d'importation, doivent être payés en devises [1].

L'installation des unités pilotes est généralement coûteuse et surtout prend du temps, ne doivent pas être conçues comme une extrapolation des essais de recherche, mais plutôt comme des installations industrielles sur des points précis de l'installation que l'on cherche (figure-1) [2].



(Figure-1) : Schéma du déroulement d'un projet de la recherche à l'industrialisation

II – 3 – 2) CHOIX DE LA CAPACITE :

La capacité que l'on retiendra pour une installation à une influence notable sur de nombreux facteurs interviennent dans le calcul du projet :

- Le coût de l'investissement ramené à la tonne produite diminue quand la capacité augmente jusqu'à atteindre les limites techniques.
- Le prix de revient à la tonne produite diminue en fonction de la capacité.
- Le prix de vente diminue aussi en fonction de la quantité à vendre car il est plus difficile d'atteindre de nouveaux clients [3].

Toutes les variations sont loin d'être continues, mais procèdent plutôt par paliers.

Pour les unités de grande consommation, où la concurrence se fait essentiellement sur les coûts, on se placera à la taille économique. Pour les unités de spécialités, c'est souvent le marché qui fixera la taille de l'installation [2].

La fiabilité des installations, on augmente leur taux de marche, réduit les capacités horaires demandées. IL y a donc un optimum à trouver entre les surcroûts entraînés par une installation plus fiable et les économies dues à un dimensionnement réduit (2).

II – 3 – 3) CHOIX DE SITE :

Les conséquences de cette décision se fera ressentir pendant très longtemps. Les enjeux sont considérables. Cette décision doit prendre en compte :

- Les besoins du marché.
- Les différents problèmes de l'entreprise.
- La politique internationale de l'entreprise.
- Les développements des diverses plates formes.

- L'intégration de la nouvelle unité parmi celles déjà existantes.
- La culture technique existant sur le site.
- L'accroissement des ateliers communs aux diverses productions.
- Les contraintes d'implantation.

Par ailleurs, une fois le site choisi, il s'agit de définir l'implantation optimale qui prendra en compte les contraintes du plan d'urbanisme du site et facilitera l'exploitation de l'unité, tout en conduisant à un coût d'investissement minimal [4].

II – 3 – 4) CHOIX DES SPECIFICATIONS DE PRODUITS :

Il faut aussi déterminer les qualités du produit dont le marché a besoin et la répartition entre les qualités.

On peut décider d'attaquer commercialement un créneau de haute qualité, où certes la capacité est plus faible et des rendements moins bons [2].

On peut deviser, inonder le marché d'un produit de qualité moindre, mais à un prix de vente bas.

De même, le conditionnement des produits doit être définis : vrac, fûts, sacs, et conteneurs.

Plus il y a de qualités de produits et de type de conditionnement, plus les stockages de produits finis sont importants, plus les chaînes de conditionnement sont complexes et l'exploitation est plus élevée ainsi l'investissement (2).

II – 3 – 5) LES CRITERES DE RENTABILITE AVEC ACTUALISATION :

A l'aide de l'équation :

$$\frac{(CF)_p}{(1+i)^p} = \frac{(v_p - c_p)(1-a) + A_p - I_p}{(1-i)^p} \dots\dots\dots (II - 4)$$

- avec :
- p : l'année
 - CF_p : le cash flow ou net present value
 - a : le taux d'imposition des bénéfices bruts
 - V_p : les recettes d'exploitation à l'année p
 - I_p : les investissements totaux
 - C_p : le coût opératoire
 - i : le taux d'actualisation

On peut chercher à définir divers critères de rentabilité :

- Le bénéfice actualisé
- Le taux de rentabilité interne
- Le temps de récupération du capital avec actualisation.

On appelle bénéfice actualisé d'un projet la somme des valeurs actuelles des cash-flow associés à sa réalisation.

$$\beta = \sum_{p=0}^{p=n} \frac{(CF)}{(1+i)^p} \dots\dots\dots (II - 2)$$

L'actualisation est faite à l'année 0 choisie comme base dans les calculs économiques [1].

D'un point de vue mathématique :

$$\beta = \sum_{p=0}^{p=n} \frac{(v_p - c_p)(1-a) + A_p - I_p}{(1+i)^p} \dots\dots\dots(II - 3)$$

Le cas général :

$$\beta = -(I + f) + \sum_{p=1}^{p=n} \frac{(v_p - c_p)(1-a) + A_p}{(1+i)^p} + \frac{I_n + f}{(1+i)^n}$$

- Avec :
- $I_0 = I + f$
 - $I_n = -(I_n + f)$
 - f : fonds de roulement

La méthode du bénéfice actualisé permet d'examiner un projet sur la durée de vie des installations qu'il met en jeu, ou tout en moins sur leur période d'amortissement (1).

II – 4) ELEMENTS DE CALCUL ECONOMIQUE :

Evaluer la rentabilité 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 des sommes 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 (assurance) .
- Les salaires du personnel affecté à la conduite de l'installation .
- Les achats de matières premières réactifs ou énergie dont l'importance est liée au niveau réel de la production on les nomme pour cette raison « charges proportionnelles » ou « variables ».

II – 4 – 1) Les Investissements :

Le montant des investissements correspond à la somme totale qu'une société doit dépenser pour réaliser un projet industriel à fin d'affecter les différentes opérations qui s'y rapportent depuis les études technico- économique préliminaires jusqu'à la mise en route des Installations.

II – 4 – 2) Fond de Roulement :

Il correspond à l'immobilisation temporaire, lié 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 compte avec l'investissement, 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 d'hiver, catalyseurs.
- La valeur des produits en circulation dans les unités elles mêmes, ou divers stades de leur transformation.
- La valeur en stock normal de produits finis.

II – 4 – 3) L'Amortissement :

Il correspond à la récupération du capital investi (c'est à dire à reconstituer les investissements des installations au cour de leur période d'activité même), non compris le fond de roulement.

II – 4 – 4) Les Dépenses d'Exploitation :

Les dépenses tiennent compte uniquement des frais de fonctionnement des installations, à l'exception de l'amortissement des installations et du paiement des intérêts (charges financières).

II - 4 - 5) Le Temps de Remboursement :

On l'appelle aussi le 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, déduction faite de toutes les sorties y compris les taxes sont égales au montant global des investissements nécessaires à l'achat, la construction, le démarrage des installations, c'est à dire au montant du capital amortissable initial [11].

II - 4 - 6) Rentabilité :

Il existe de nombreuses méthodes permettant d'apprécier l'économie d'un projet, mais toutes ne sont pas applicables telles quelles par suite de défauts d'informations.

La rentabilité doit être au moins suffisante à répondre à deux impératifs :

- Assurer le maintien du capital de l'entreprise (investissements).
- Acquitter les intérêts dus aux prêteurs et assurer le remboursement des emprunts.

Nous adopterons la méthode des taux de rentabilité interne cette méthode est définie comme suite :

Le taux de rentabilité i_n , d'un projet est égale à la valeur du taux d'actualisation i , qui annule le bénéfice actualisé sur n années nous devons chercher i_n , tel que :

$$\sum_{p=0}^{p=n} \frac{(CF)_p}{(1+i_n)^p} = 0 \quad \dots\dots\dots \text{(II-4)}$$

$$(CF)_p = (v_p - D_p - F_p - A_p)(1-a) + A_p \quad \dots\dots\dots \text{(II-5)}$$

$(CF)_p$: cash- flow ou revenu effectif (différence entre les recettes et les dépenses)
à l'année n .

- D_p : dépense d'exploitation
- V_p : volume de ventes
- F_p : intérêt ou capitaux empreintes
- A_p : amortissement
- a : taux d'importation

Pour se faire, nous construisons la courbe donnant la variation des bénéfices actualisés en fonction du taux d'actualisation est faite à l'année « 0 » choisie comme base dans les calculs économiques.

« n » La dernière année d'exploitation des installations ou la fin de la période d'amortissement.

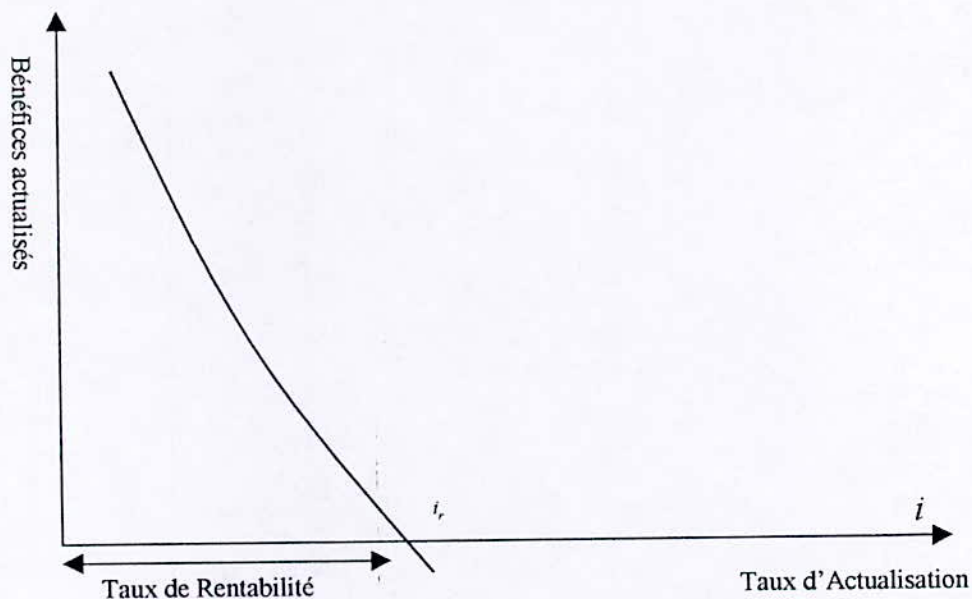


Figure II-2 : Evolution de bénéfices actualisés en fonction de taux d'actualisation.

Un programme sur ordinateur permet le calcul de taux de rentabilité interne.

II – 4 – 7) ETUDE DU MARCHÉ :

Avant d'entreprendre l'évolution économique d'un projet. Il faudra disposer d'un certain nombre d'informations relatives à la situation du marché auquel s'adresse les produits concernés.

Le marché d'une entreprise est le plus important de son environnement [11].

II – 5) METHODES D'ESTIMATION PRELIMINAIRES :

Nous exposons les principales méthodes statistiques en progressant des plus grossières au plus affinées.

II – 5 – 1) ESTIMATION EN FONCTION DE LA CAPACITE :

A - Estimation à la Tonne Produite :

Toutes les sociétés d'ingénierie, à plus forte raison les sociétés productrices ont pour les produits qu'elles ont l'habitude de traiter une idée du coût des investissements à la tonne produite.

Les études de SRI (standfort Research Institute) ou de Chem System proposent des courbes de la capacité installée [2].

B - Approche Globale :

L'expérience montre que le coût d'une installation varie en fonction de la capacité selon une équation de la forme [5] :

$$\frac{C_1}{C_2} = \left(\frac{P_1}{P_2}\right)^e \quad \dots\dots\dots (II - 6)$$

C_1, C_2 : Les coûts des investissements

P_1, P_2 : Productions annuelles respectives

e : Facteur d'extrapolation L'article[3] donne le facteur d'extrapolation

à utiliser suivant le type d'installation.

C - Approche par Poste de Dépenses :

Pour plus de précision, on peut déterminer les facteurs selon la nature de dépenses.

Matériel : Son coût varie de la manière suivante :

$$\frac{M_1}{M_2} = \left(\frac{P_1}{P_2}\right)^e \dots\dots\dots (II - 7)$$

M_1, M_2 : Coût du matériel

P_1, P_2 : Capacités respectives

e : Facteur d'extrapolation (5)

II - 5 - 2) METHODES PAR COEFFICIENTS :

Dans ces méthodes, l'investissement de l'unité en état de fonctionner est obtenu en multipliant le coût des divers équipements constituant le matériel principal par un coefficient moyen constant.

Le coût du matériel principal nécessaire à la poursuite du calcul est déterminé à partir des caractéristiques essentielles de chaque appareillage (1).

A - Approche Historique :

H.G Lang propose la relation suivante :

$$C = F.M \dots\dots\dots (II - 8)$$

C : Coût de l'installation

M : Coût du matériel principal

F : Facteur de Lang

$F = 3,10$ pour les procédés traitant des produits solides (6)

B - Coefficients par Type d'Unité :

Le coût global de l'installation des unités de fabrication n'est estimé à l'aide

d'une formule de type : $C = \sum_{ij} f_{ij} c_i$ (II - 9)

avec C : le coût global de l'installation

c_i : le coût des équipements des unités de type (i)

f_{ij} : facteur pour le poste (j) dans des unités de type i [7].

Les coefficients permettant de déterminer le coût de l'installation sont représentés dans l'article [7].

Tableau (II - 1) : Coefficient par type d'unité de fabrication

	RAFFINAGE				PÉTROCHIMIE	CHIMIE	
	Distillation fractionnement	Hydro-traitement	Craquage conversion	Alkylation		Capacité 10 000 t/an procédé continu	Petites capacités et/ou procédés discontinus
Matériel principal	100	100	100	100	100	100	100
Matériel secondaire (1)	50	50	50	111	73	90	134
Montage matériel principal	10	10	9	12	7	11	14
Montage matériel secondaire	57	38	60	124	90	88	171
Marché de travaux (2)	44	37	51	80	69	62	102
Sous-total travaux	111	85	120	216	166	161	287
Total matériel monté	261	235	270	427	339	351	521
Service Ingénierie	80	75	80	119	104	109	187
Total général	341	310	350	546	443	460	708

(1) Tuyauterie, électricité, instrumentation.
(2) Génie civil, charpente, peinture, calorifuge.

C - Coefficients par Type d'Équipement :

$$C = \sum_{ij} f_{ij} M_i \dots\dots\dots (II - 10)$$

M_i coût des équipements principaux de type (i)

f_{ij} facteur pour le poste (j) du type (i) (8)

- Tuyauterie – Robinetterie : son coût est moins sensible à la capacité que celui du matériel .
- Automatismes, Alimentation Electrique et Instrumentation :

$$\frac{M_1}{M_2} = 0,80 + 0,20 \left(\frac{P_1}{P_2}\right)^{0,65} \dots\dots\dots (II - 11)$$

- Génie- Civil et Charpente :leur coût, fonction de l'implantation varie comme la puissance 0,5 ou 0,6 de la capacité de l'installation [8].

Tableau II – 2 : Coefficient d'installation par type (fij x 100) d'appareils dans l'industrie chimique

Type d'appareil	Stockage	Réservoirs	Colonnes	Échangeurs	Pompes	Compresseurs
Matériel principal	100	100	100	100	100	100
Montage	5	10	20	10	15	10
Tuyauterie, robinetterie	60	85	110	90	260	50
Électricité	15	15	20	10	110	15
Instrumentation ..	40	40	100	70	70	30
Génie civil	25	15	20	15	35	25
Charpente	10	25	20	25	35	15
Peinture, calorifuge	10	10	10	10	10	5
Total	265	300	400	330	635	250

Remarque : ces coefficients sont donnés en limites d'unités de production. Ils s'appliquent pour des appareils en acier ordinaire (non compris frais d'ingénierie et de chantier).

II – 5 – 3) METHODES GLOBALES:

Ces méthodes permettent en général d'évaluer très rapidement mais avec un faible degré de précision, les investissements à partir d'un schéma de procédé de principe.

Il suffit de disposer de la séquence des opérations unitaires (blocs) interviennent dans l'installation considérée.

Divers auteurs ont cherché à améliorer le niveau de précision de ces méthodes, tout en leur conservant leur caractère fondamental [1].

Parmi ces méthodes nous pouvons citer :

- Méthode d'estimation de Taylor (adapté aux conditions françaises du 1-01-1995)

$$C = 1400 IV^{0,39}$$

Avec C : le coût de l'installation en KF

I : indice

V : capacité de l'installation en KT/an [9]

- Méthode d'ALLEN (D.H) et PAGE (R.C) [10]

Le coût de l'équipement principal (DEC)

$$\Delta C = N(SF)(B/C)$$

N : Nombre des équipements principaux

SF : Facteur de complexité

B/C : Coût effectif d'un équipement principal (10)

II – 6- ELEMENTS DE CHIFFRAGE POUR UNE ESTIMATION :

L'estimation repose sur le découpage en postes de dépenses suivant :

- Matériel principal
- Installation des appareils
- Tuyauterie – robinetterie
- Electricité

- Instrumentation
- Génie- civil
- Charpente
- Peinture
- Aménagement des lieux
- Frais technique de chantier

Les prix correspondent pour la plupart à des statistiques effectués sur des projets d'investissement des années antérieures.

L'obtention du prix se fait par multiplication du prix du matériel par des coefficients qui soient en fonction du type d'équipement et aussi du matériau et sa capacité [2]

- LES INSTALLATIONS GENERALES ET LES STOCKAGES :

La détermination du installations générales et de stockage dépend largement de l'implantation de l'unité :

- S'il s'agit d'une usine existante. Il y a lieu de considérer les disponibilités en utilités et en stockage du site proposé et de connaître les autres projets de construction ou de l'extension en s'intégrant dans les installations existantes, comprendre ou non une part importante de services généraux et de stockages [1].
- S'il s'agit d'un complexe ou d'une usine entièrement nouvelle, la détermination des services généraux et stockages est en principe plus facile. Il n'y a pas à tenir compte des réalisations existantes et les besoins en utilité, les stockages et les autres bâtiments auxiliaires sont imputables en totalité à l'ensemble industriel considéré, spécifique et dimensionnés avec en conséquence le calcul peut effectué, soit en ayant recours à des courbes de prix moyennes. [1]

II - 7) CONCLUSION :

L'estimation correcte du coût des investissements est nécessaire si l'on veut disposer de tous les éléments conduisant à des choix pertinents dans la politique de développement de nos entreprises.

Le service d'estimation, par une analyse permanente connaît les prix des équipements et des travaux et de l'équipe de projet qui par son savoir technique conçoit l'installation.

Les éléments de coût constituent une base solide. Il faudra toute la pratique, toute la technique, tout le savoir faire de l'estimateur pour avoir des estimations performantes.

Il faudra que les données s'enrichissent par l'analyse des affaires réalisées, ou en cours de réalisation par l'accumulation de l'expérience. L'entretien permanent de ces données doit être le premier souci de chaque service d'estimation.

CHAPITRE III

DIMENSIONNEMENT ET ESTIMATION DU COUT DE L'UNITE

Afin d'estimer le coût de l'unité industrielle d'entraînement à la vapeur d'eau des huiles essentielles nous allons dimensionner les éléments principaux du procédé.

III - 1) ALIMENTATION ET LAVAGE DU SOLIDE :

III - 1) NOTIONS THEORIQUES :

L'extraction à bande transporteuse perforée de SMET est très utilisé pour l'extraction de l'huile essentielle des graines (figure III-1)

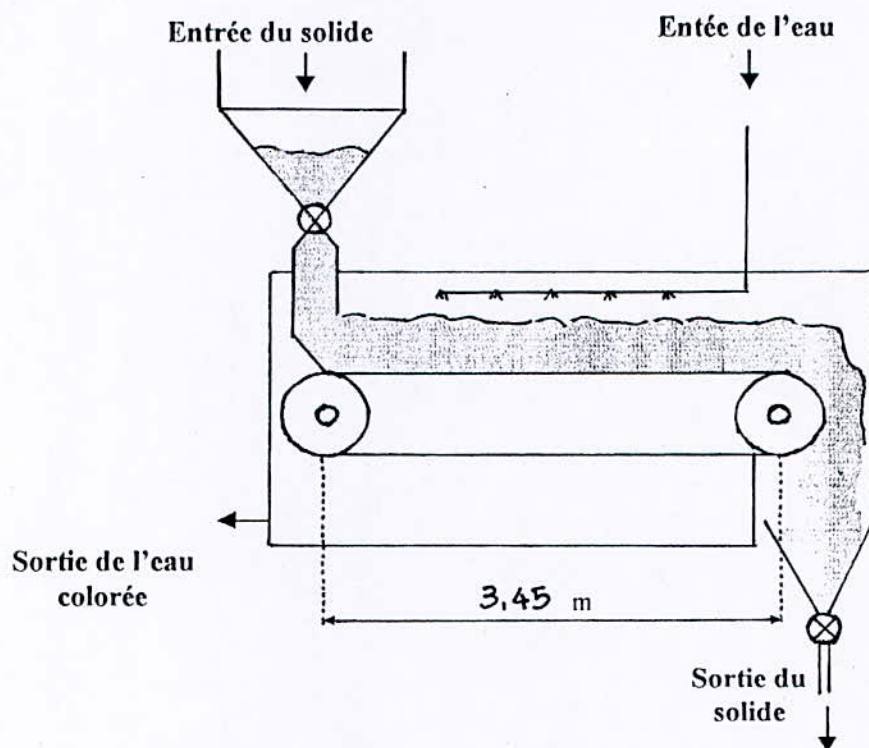


Figure III - 1 : Système d'alimentation et lavage des grains

Les solides sont distribués en continu sur une bande transparente perforée dont la vitesse est généralement située entre 38 et 136 m³/hr m².

III – 1 – 2) Dimensionnement :

Pour une capacité de 100 Kg/hr à partir la surface de la charge est de 0,01m² [18] la vitesse de la bande transporteuse est $V = 1,15 \cdot 10^{-2}$ m/s, si on considéré un temps de contact $t_c = 5$ mn, la longueur de la bande transporteuse [28] :

$$L = t_c V \text{ [28]}$$

$$L = 3,45 \text{ m}$$

Les solides sont distribués en continu sur une bande transporteuse perforée, le diamètre des orifices se situe entre 500 et 1500 μ , pour des solides ayant un diamètre moyen inférieur à 50mm, la **largeur** du tapis correspondant est 35cm [18].

Afin d'éviter que le solide ne se divise pas des deux côtés de la bande transporteuse; celle-ci est surélevée de deux plaques perforés, chacune de 5 cm de hauteur [28].

III – 2) EXTRACTEUR :

III – 2 – 1 DETERMINATION DU NOMBRE D'UNITE DE TRANSFERT :

L'extraction Solide-Liquide est réalisée, en principe, par contact intime du solide avec le solvant et séparation mécanique de la solution d'avec le solide.

Les bilans matières sur le soluté qui est transférée entre l'entrée (indice e) et la sortie (indice s) s'écrivant pour chaque phase [27] :

$$\Phi_{de} X_e - \Phi_{ds} X_s = K_{od} \partial V (X_s - X_s^*) \dots\dots\dots (III - 1)$$

$$\Phi_{cs} X_s^* - \Phi_{ce} X_e^* = m K_{od} \partial V (X_s - X_s^*) \dots\dots\dots (III - 2)$$

Avec K_{od} : Coefficient global de transfert relatif à la phase dispersée.

m : Coefficient de partage du soluté entre les deux phases.

X_s et X_s^* : Les valeurs des concentrations de sortie X et X^* exprimés en kg/m^3

∂ : L'aire interfaciale spécifique par unité de volume

V : Le volume total des deux phases

Φ_d et Φ_c : Débit volumiques de chaque phase.

Lorsque les débits de chacune des phases se conservent, hypothèse correcte en première approximation lorsque la quantité de soluté est faible, les relations se simplifient et s'écrivent [27] :

$$X_e - X_s = N_{ld}(X_s - X_s^*) \dots\dots\dots (III - 3)$$

$$X_s^* - X_c^* = \Lambda N_{ld}(X_s - X_s^*) \dots\dots\dots (III - 3)$$

N_{ld} désigne le nombre dimensionnel $K_{od} \partial V / \Phi_d$ qui est le nombre de transfert (NUT) dans la phase dispersée (solide) et Λ le facteur d'extraction caractérisant les conditions opératoires est défini par les relations [27] :

$$\Lambda = m \frac{\Phi_d}{\Phi_c} \quad \text{et} \quad N_{tc} = N_{td} / \Lambda \dots\dots\dots (III - 6)$$

La relation qui lie le coefficient de partage m et la constante d'équilibre K :

$$\Lambda = K \frac{V_d}{V_c} \dots\dots\dots (III - 7)$$

D'où
$$\Lambda = K \frac{V_d}{V_c} \times \frac{V_c / \tau}{V_d / \tau} = K = 0,34$$

τ : Temps d'extraction.

Le nombre d'unité de transfert N_{td} est donné par la relation de Colburn :

$$N_{td} = K \frac{1}{1 - \Lambda} \ln \left[\frac{(1 - \Delta)}{X_s} + \Lambda \right] \dots \dots \dots (III - 8)$$

Avec
$$X_s = \frac{m X - Y_e}{m X_e - Y_e} = \frac{X_s}{X_e} = 0,4$$

X_s : Concentration adimensionnelle de soluté dans la phase dispersée

Donc $N_{td} = 4,04$

$N_{tc} = 3,05.$

III - 2 - 2) CALCULE DU NOMBRE D'ETAGE THEORIQUEMENT DE L'EFFICACITE DE MUPHEE E_M :

Lorsque l'efficacité E_M et le facteur Λ sont constant, on obtient la relation de Marshall-Pigford [24]:

$$\eta = \frac{1}{\ln[1 + (1 - \Lambda) E_M]} \ln \left[\frac{X_s}{1 + \Lambda (X_s - 1)} \right] \dots \dots \dots (III - 9)$$

Pour des étages horaires, on a E_M et le nombre d'étages nécessaires pour réaliser l'opération est :

$$\eta_t = \frac{1}{\ln 1} \ln \left[\frac{X_s}{1 + \Lambda (X_s - 1)} \right] = 0,69 \dots \dots \dots (III - 10)$$

qui est une formule de Kremser :

$\eta_t = 0,69$

Pour un contact continu à contre courant entre phase continue (mélange parfait) et phase dispersée (écoulement piston) l'expression de l'efficacité de Murphee est donnée par la relation [27]:

$$E_M = (1 - \exp[-N_{td} \Lambda]) / (1 - (1 - \Lambda) \exp[-N_{tc} \Lambda]) \dots \dots (III-11)$$

$E_M = 0,84$

III – 2 – 3) DIMENSIONNEMENT DE L'EXTRACTEUR :

- **Données expérimentales :**

Masse volumique du grain	$\rho_g = 26,79 \text{ Kg/m}^3$
Masse volumique apparente du lit	$\rho_{lit} = 256,2 \text{ Kg/m}^3$
Temps de séjour du solide	$\tau = 3 \text{ hr}$
Diamètre moyen des particules	$d_p = 4000\mu$
Masse volumique du solide	$\rho_s = 474,3 \text{ Kg/m}^3$ <i>humide</i>

- **Données fixées :**

Débit du solide	$W = 100 \text{ Kg/hr}$
Diamètre de la tôle d'acier interne	$D = 0,22 \text{ m}$
Diamètre de la vis convoyeuse	$d = 0,99D = 0,214\text{m} \quad [28]$
Pas de la vis convoyeuse	$R = 0,5D = 0,11\text{m} \quad [28]$
Diamètre externe de tige de la vis convoyeuse	$D' = 0,095D = 0,0209\text{m} \quad [28]$
Distance entre enveloppe externe et la tôle d'acier interne	$L' = 0,1D' = 0,022\text{m}$
Température d'entrée de la vapeur d'eau	$T_v = 122^\circ\text{C}$
Pression d'entrée de la vapeur d'eau	$P = 2 \text{ bar}$

Les expériences effectuées au laboratoire, et à l'échelle semi-pilote ont permis de déterminer la vitesse spatiale; pour cela nous nous sommes situés dans les conditions les plus favorables, permettant une consommation de vapeur minimale (masse de matière végétale $M_d=0,2\text{Kg}$ et débit de la **vapeur** d'eau $W_c = 0,0625 \text{ Kg/Hr}$).

$$VVH = \frac{W_c}{\rho_{lit}} = \frac{W_c}{M_d/\rho_h} = 149 \text{ Kg /m}^3_{h0} \dots\dots\dots (III - 12)$$

Avec $\rho_{h0} = 475 \text{ Kg /m}^3$

$VVH = 149 \text{ Kg /m}^3_{h0}$

ETAPES DE CALCUL :

1 - Détermination de la vitesse de circulation du solide :

$$V_s = \frac{W_d}{\rho_h A} \dots\dots\dots (III - 12)$$

Avec : A surface libre offerte à l'écoulement du solide

$$A = \frac{\pi}{4} (D^2 - d^2) = \frac{\pi}{4} ((0,22)^2 - (0,209)^2) = 0,037m^2$$

$$V_s = 1,58 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$$

2 - Détermination de la longueur de l'extracteur :

$$L = V_s \cdot \tau$$

$$L \approx 17,1$$

On considère une structure horizontale, comportant 6 modules superposés, abritant chacun une vis sans fin. Chaque module cylindrique offre un parcours de 2,85m.

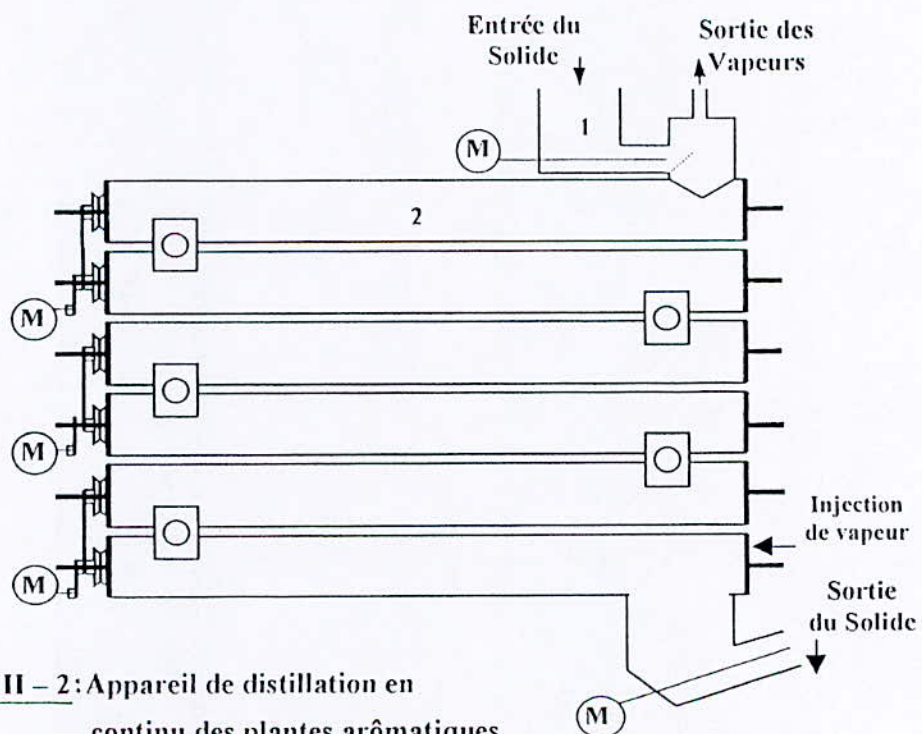


Figure III - 2 : Appareil de distillation en continu des plantes aromatiques

3 – Détermination du débit de vapeur d'eau nécessaire W_c :

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

$$V_{lit} = A.L$$

$$V_{lit} = 0,631 \text{ m}^3$$

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

$$W_c = 94 \text{ Kg/hr}$$

4 - Calcul de la vitesse superficielle de la vapeur d'eau :

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

$$\rho_v = 0,94 \text{ Kg/m}^3$$

$$\mu_v = 1,263 \cdot 10^{-2} \text{ cp}$$

$$V_c = \frac{W_c/3600}{\rho_v (D)} = 0,126 \text{ m/s} \quad \dots\dots\dots (III - 14)$$

$V_c = 0.126 \text{ m/s}$

5 – Calcul de la vitesse terminale de chute libre V_T

$$R_c = \frac{V_c D \rho_v}{\mu_v} = 2063 \quad \dots\dots\dots (III - 15)$$

$R_2 > 100$ V_T est donnée par l'expression :

$$V_T = \sqrt{\left(\frac{3dp(\rho_v - \rho_r)g}{\rho_v} \right)} = 5,78 \text{ m/s} \quad \dots\dots\dots (III - 16)$$

$$\rho_v = 5,78 \text{ m/s}$$

$V_c < V_T$ le dimensionnement est correct.

6 - Calcul de la perte de charge :

La perte de charge dans l'extraction est obtenue à partir de la relation d'ERGUN [19] :

$$\frac{\Delta P}{L} = A \frac{(1 - \epsilon_{lit})^2}{\epsilon_{lit}^3} \cdot \frac{\mu_r V_c}{dp^2} + \beta \frac{(1 - \epsilon_{lit}) \rho v V_c^2}{\epsilon_{lit}^3 dp} \dots\dots\dots (III - 17)$$

$$A = 1,5 \cdot 10^{14} \text{ et } \beta = 1,75 \cdot 10^6$$

$$\frac{\Delta P}{L} = 434 \frac{\text{Pa}}{\text{m}} = 0,000439$$

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

$\Delta P = 0,074 \text{ bar}$

En tenant compte de la perte de charge créée par la turbulence de la vis convoyeuse. La perte de charge totale est :

$$\Delta P_{TOTAL} = 2\Delta P \quad \boxed{\Delta P_{TOTAL} = 0,149 \text{ bar}}$$

7 - Calcul de nombre de spires de la vis convoyeuse par tube :

$$Z = \frac{L_t}{R} \dots\dots\dots (III - 18)$$

$Z = 26 \text{ Spires/Tube}$

8 - Calcul de la vitesse de rotation de la vis convoyeuse N

$$N = \frac{L_t}{R \cdot \tau} \dots\dots\dots (III - 19)$$

$N = 14,38 \cdot 10^{-2} \text{ tr/min}$

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

Selon le code ASME

$$e = \frac{PD}{2\sigma E - 1,2P} \cdot 10^3 + 4,25 \quad \dots\dots\dots (III - 20)$$

avec : P : Pression effective

σ : Contrainte admissible ; $\sigma = 1380$ bar.

E : Coefficient de soudure ; E = 0,85

$$e = 4,44\text{mm}$$

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

$e_0 = 4,27 \text{ mm}$

11 - Système d'alimentation du solide dans l'extracteur :

11 - 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 30 Kg.

$$\text{Le volume du bac } V_b = 30/\rho_{lit} = 0,117 \text{ m}^3$$

Pour une hauteur du bac cylindrique H_b égale à 0,35 m, le diamètre du bac :

$$D_b = \frac{4 (V_b / H_b)}{\pi} = 0,65 \text{ m}$$

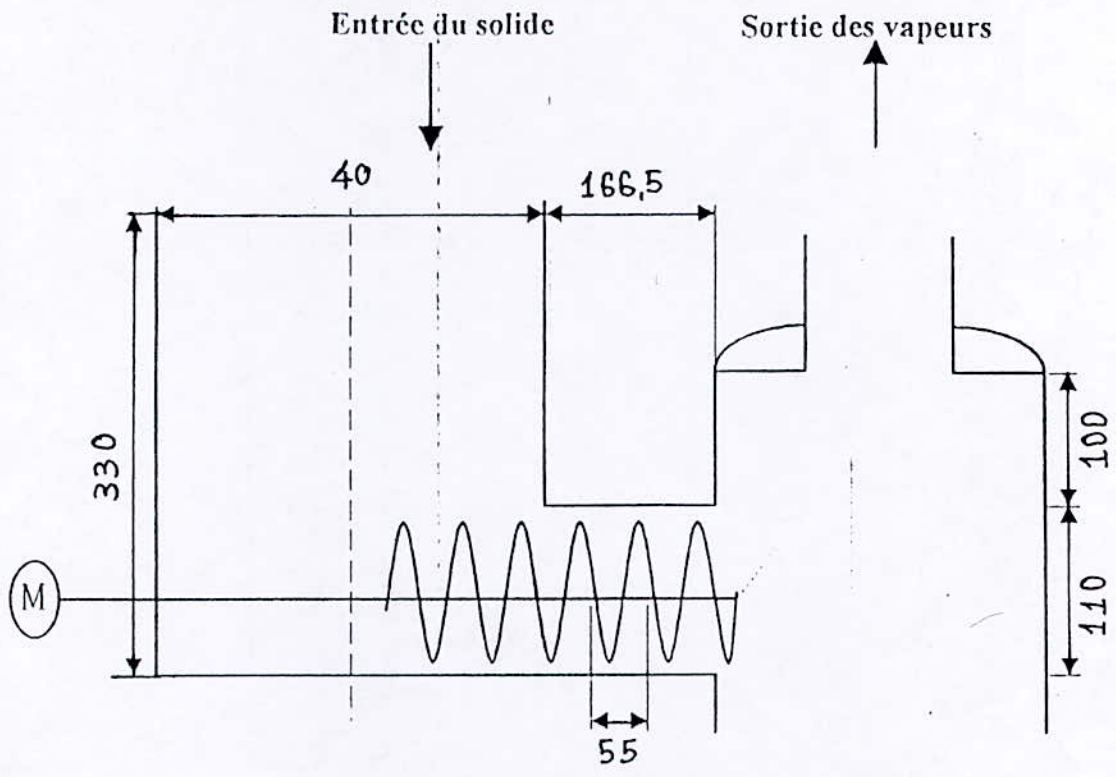


Figure III - 3 : Alimentation du solide et évacuation des vapeurs de tête.

11 - 2 - Conduite d'alimentation :

Diamètre de la conduite d'alimentation	$D_1 = D/2 = 0,11 \text{ m}$
Longueur de la conduite d'alimentation	$L_1 = 0,5 \text{ m}$
Diamètre de la vis d'alimentation	$d_1 = 0,99 D_1 = 0,108 \text{ m}$
Pas de la vis d'alimentation	$R_1 = 0,5 D_1 = 0,055 \text{ m}$
Diamètre de la tige de la vis d'alimentation	$d'_1 = 0,095 D_1 = 0,01045 \text{ m}$

ETAPES DE CALCUL :

1 - Calcule du nombre de spires de la vis d'alimentation Z :

$$Z = \frac{L_1 + 0,5}{R_1} \dots \dots \dots \text{(III - 21)}$$

$Z = 17 \text{ spires}$

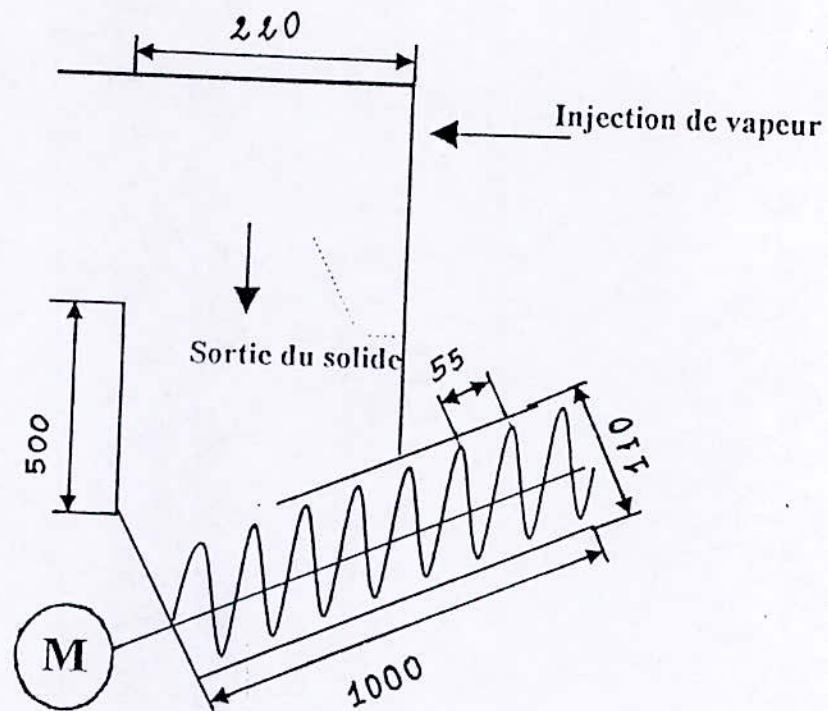


Figure III – 4 : Système d'évacuation des déchets

2 – Calcul de temps de séjour du solide :

$$t_s = \frac{[\pi [D_2^2 - d_2'^2]/4] L_2}{W_d / \rho_h} \times 60$$

$$t_s = 2,68 \text{ min}$$

3 – Calcul de la vitesse de rotation de la vis convoyeuse N :

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

$$N = 6,78 \text{ tr/min}$$

2 – Calcul de temps de séjour du solide :

$$t_s = \frac{[\pi [D_1^2 - d_1'^2]/4] [L_1 + 0,5]}{W_d / \rho_h} \times 60$$

$$t_s = 2,68 \text{ min}$$

3 – Calcul de la vitesse de rotation de la vis d'alimentation N :

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

$$N = 3,39 \text{ tr/min}$$

4 – Calcul de l'épaisseur du bac e_b , et de conduite d'alimentation e_1 :

$$e_b = 4,53 \text{ mm}$$

$$e_1 = 4,3 \text{ mm}$$

12. Evacuation des déchets :

• **Données fixées :**

Diamètre de la conduite d'évacuation	$D_2 = D/2 = 0,11 \text{ m}$
Longueur de la conduite d'évacuation	$L_2 = 0,5 \text{ m}$
Diamètre de la vis d'évacuation	$d_2 = 0,99 D_2 = 0,108 \text{ m}$
Pas de la vis d'évacuation	$R_2 = 0,5 D_2 = 0,055 \text{ m}$
Diamètre de la tige de la vis d'évacuation	$d'_2 = 0,095 D_2 = 0,01045 \text{ m}$

ETAPES DE CALCUL :

1 – Calcul du nombre de spires:

$$Z = \frac{L_2}{R_2}$$

$$Z = 19 \text{ spires}$$

4 - Calcul de poids de l'extracteur :

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

La densité de l'acier inoxydable A376TP304 est $7,9\text{g/cm}^3$

En sommant les poids des divers éléments constituant l'extracteur, nous obtenons : $M = 106,4 \text{ Kg}$

III-3) POMPES D'ALIMENTATIONS

III-3-1) Notions Theoriques

Il n'est pas possible d'établir une seule classification des pompes, en particulier des pompes centrifuges qui se différencient soit par leurs applications, soit par leurs performances (débit, hauteur, pressions d'aspiration), soit par leur conception (types de joints, configuration de la roue nombre d'étages) [1]

Les pompes centrifuges ouvrent la gamme d'utilisation la plus vaste, ce sont des pompes dont la station de la roue, où le rotor produit un régime de pressions et de vitesses qui détermine la circulation du liquide dans le circuit pour des débits modérés ($<50 \text{ m}^3/\text{hr}$) et des pressions de refoulement moyennes. La pompe mono-étagée centrifuge est la plus adéquate [29].

III-3-2) DIMENSIONNEMENT DE LA POMPE D'ALIMENTATION DE L'EAU DE CHAUDIERE [P-1] :

* Données de base

- Débit d'eau $W = 476,5 \text{ kg/hr}$

- Densité de l'eau $\rho = 980,2 \text{ kg/m}^3$

ETAPES DE CALCUL :

1- Calcul de la pression d'aspiration

Bac de stockage	+ 1,013 bar
Hauteur du bac : 0,35 m	+ 0,026 bar
<hr/>	
Vanne	Pa = 1,025 bar

2- Calcul de la pression de reforlement :

Chaudière	2 bar
Vannes, clapet anti retour	0,78 bar
<hr/>	
	Pr = 2,78

3- Calcul de la hauteur différentielle Hf :

La différence de pression exprime en hauteur de liquide est donnée par [21] :

$$h = \frac{1,0 \times 10^4 (Pr - Pa)}{\rho} = 18,26 \text{ m} \quad \dots\dots\dots \text{(III-22)}$$

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

$$h_f = h + 0,1 h = 1,01 (h) = 18,45 \text{ m}$$

$h_f = 18,45 \text{ m}$

4- Calcul du NSPHA

Le NSPHA est donnée par [21]

$$\text{NSPHA} = \frac{1,02 \times 10^4 (Pa - Pv)}{\rho} = 10,55 \text{ m} \quad \dots\dots\dots \text{(III-23)}$$

avec Pv tension de vapeur du liquide Pv = 0,986 bar

$\text{NPSHA} = 10,55 \text{ m}$

5- Calcul de la puissance hydraulique de la pompe HHP

A partir de [1]

$$HHP = \frac{0,0145 (W) (hf)}{3960} 0,0145 (W) (hf) \dots\dots\dots (III-24)$$

$HHP = 0,032 \text{ hp}$

6- Calcul de la puissance du moteur entrainant la pompe BHP

Selon [1], $E = 0,13$

$$BHP = HHP / E = 0,24 \text{ hp}$$

$BHP = 0,24 \text{ hp}$

III – 4 – CHAUDIÈRE (CH.1) :

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

a- La Puissance Utile :

C'est l'énergie transmise au fluide chauffé par unité de temps c'est à dire la différence entre l'énergie exportée vers l'utilisateur à celle retournée à 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 [23]

b- La Puissance Introduite :

$$\text{Puissance Introduite} = \frac{\text{Puissance Utile}}{\text{Rendement}}$$

Le rendement comprend les diverses pertes éventuelles suivantes par :

- Radiation Extérieure
- Divers auxiliaires (moteur électrique, pompe,...etc.)

Dans des conditions d'utilisation normales, le rendement est en général supérieur à 99% [23]. Le tableau III-1 ci- après donne l'évaluation de la puissance de la chaudière .

TABLEAU III-1- Evaluation de la Puissance Utile de la Chaudière

Température (°C)	
Eau d'alimentation	20
Saturation	120
Sortie sur chauffeur	122
Pression (bar)	
D'alimentation	2
Au réservoir	2
De sortie sur chauffeur	2
Débit massiques (Kg/h)	
D'alimentation	276,5
De sortie sur chauffeur	276,5
Puissance contenue (Kcal/h)	
D'alimentation	- 5,541.10 ³
Eau bouillante	- 3,326.10 ⁴
Vapeur saturée	- 1,787.10 ⁵
Vapeur surchauffée	- 1,789.10 ⁵
Puissance Nécessaire (Kcal/h)	
Echauffement de l'eau	2,761.10 ⁴
Vaporisation	1,787.10 ⁵
Surchauffe	133,3
Puissance utile (Kcal/h)	2,064.10 ⁵
Puissance introduite (Kcal/h)	2,086.10 ⁵

III – 5) DECANTEUR :

III – 5 – 1) Notions théoriques :

Les decanteurs sont essentiellement constitués d'une cuve ayant à sa partie supérieure un orifice pour le départ du liquide clair et à sa partie inférieure un orifice pour l'extraction des boues épissies [22]

Le principe de fonctionnement des bassins de décantation réside dans la différence de masse volumique des matières huileuses et l'eau [21].

La vitesse de décantation des particules sphériques est donnée par la loi de stocks[22].

$$U = \frac{0,545 \times (\rho_s/\rho_l - 1) d^2}{\nu_l} \dots\dots\dots (III - 25)$$

U : Vitesse relative des particules (par rapport au fluide)

ρ_s : Masse volumique des solides

ρ_l : Masse volumique du fluide

ν_l : Viscosité cinématique du fluide

A quelques exceptions près, les decanteurs actuels sont tous des appareils fonctionnant en continu (ou semi-ontinu). Pour permettre une récupération facile des boues. Ils sont munis d'un dispositif de raclage du fonds de cuve qui transporte les boues décantées vers l'orifice de sous-verre [22]

III – 5 – 2) Dimensionnement du Decanteur :

a- Données de Base :

Temps de séjour $t_s = 3hr$

Débit de la phase organique	$w_1 = 10,27 \text{ Kg/h}$,
Débit de la phase aqueuse	$w_2 = 98 \text{ Kg/h}$,
Masse volumique de la phase organique.....	$\rho_1 = 588,1 \text{ Kg/m}^3$
Masse volumique de la phase aqueuse	$\rho_2 = 755,3 \text{ Kg/m}^3$
Viscosité de la phase organique	$\mu_1 = 0,21 \text{ lcp}$
Viscosité de la phase aqueuse	$\mu_2 = 0,58 \text{ cp}$

ETAPES DE CALCUL

1 - Détermination de la Vitesse de Décantation :

La vitesse de décantation est selon [1] :

$$V = 53 \cdot \frac{\Delta\rho}{\mu} \dots\dots\dots \text{(III - 26)}$$

$\Delta\rho$: différence de masse volumique (Kg m^3)

μ : viscosité (Pl)

$$V = 15,25 \text{ cm/mn}$$

2 - Détermination de Diamètre du Décanteur :

Le diamètre du décanteur est calculé selon la formule [1] :

$$\Phi = 0,6 + 0,634 \left(\frac{W}{V} \right)^{0,5} \dots\dots\dots \text{(III - 27)}$$

$$\Phi = 2,2 \text{ m}$$

3 Détermination de la Longueur du Décanteur :

La longueur du décanteur est donnée par la relation [1] :

$$L = \frac{(\Phi - 0,66) D}{v \cdot 10^2} \dots\dots\dots \text{(III - 28)}$$

$$L = 5,32 \text{ m}$$

4- Calcul de l'épaisseur :

$$e_b = \frac{PR}{\alpha t - 0,6P} \dots\dots\dots (III - 29)$$

e_b : épaisseur de base

P : pression relative de service

R : rayon du récipient

t : contrainte maximum (bar)

α : coefficient de soudure $\alpha = 0,7$

$$e_b = 1,4$$

Ajouter une sur épaisseur de corrosion $S_e = 3 \text{ mm}$ [1]

$$e = S_e + e_b = 4,4$$

$e = 4,4 \text{ mm}$

5- Calcul du Poids du Décanteur :

Encore d'une estimation du coût de décanteur, nous nous sommes de proposer son poids. Selon [1] la densité de l'acier inoxydable A 376 TP 304 est $7,9 \text{ g/cm}^3$

$M = 771,9 \text{ Kg}$

III - 6) ECHANGEUR DE CHALEUR :

III - 6 - 1) Notions Théoriques :

Le cycle thermique d'une unité consiste toujours à porter l'alimentation à haute température. Puis à refroidir les produits obtenus à une température suffisamment basse permettant de les envoyer dans le bac de stockage . Les appareils tubulaires d'échange de chaleur sont les équipements de récupération de chaleur entre l'alimentation froide et les effluent chauds de l'installation [21,25]

Par ailleurs, nous savons que la cinétique physique de transfert de chaleur et qu'il faudra souvent se contenter d'un rendement 50% pour la récupération, cela signifie qu'on devra faire appel à des fluides auxiliaires chauds et froids pour compléter le bilan thermique[21]

Le dimensionnement thermique dans l'installation industrielle commence tout d'abord, par la sélection du type d'échangeur adapté au problème posé, puis vient la phase de dimensionnement thermique proprement dite, elle est destinée à fixer par calcul la surface d'échange nécessaire au transfert de puissance entre les fluides considérés.[25]

III – 6 – 1 – 1) Echangeur à Faisceau et Calandre :

Ce type **d'appareil est** le plus répandu en raffinerie le principe du faisceau logé à l'intérieur d'une calandre a été retenue également dans la construction des condenseurs et rebouilleurs.

L'appareil est constitué par un faisceau de tubes montés sur deux plaques tubulaires et portant un certain nombre de chicanes.

A chaque extrémité sont fixées les boîtes de distribution qui assurent la circulation du fluide à l'intérieur du faisceau en plusieurs passes. Le faisceau est logé dans une calandre, munie de tubulaires d'entrée et de sortie pour le second fluide qui circule à l'extérieur des tubes suivant le chemin imposé par les chicanes [21]

Tous les éléments entrant dans la construction des échangeurs ont fait l'objet d'une **normalisation** publiée par la TEMA (Stand of Tubular Exchange Manufacturers)

qui spécifie les caractéristiques mécanique et thermiques correspondant aux diverses conditions de fonctionnement [25]

a - Condenseurs :

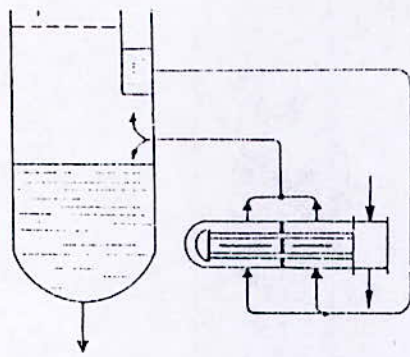
Le but de ces échangeurs est de condenser une vapeur à l'aide d'un fluide réfrigérant. Un condenseur nécessite un liquide de refroidissement abondant et bon marché et, pour cela, on utilise principalement de l'eau parfois de l'air [26].

Un fluide en condensation est prévu à l'intérieur des tubes s'il est sous basse pression, s'il contient desde composition dont on veut minimiser les pertes, ou bien si on veut éviter une dépense de calandre en matériau dont le coût élevé (tel que l'acier inoxydable). Toutefois, l'eau de refroidissement circulant dans la calandre peut causer des phénomènes d'encrassement d'où la nécessité de pouvoir démontrer le faisceau pour nettoyage mécanique[25]

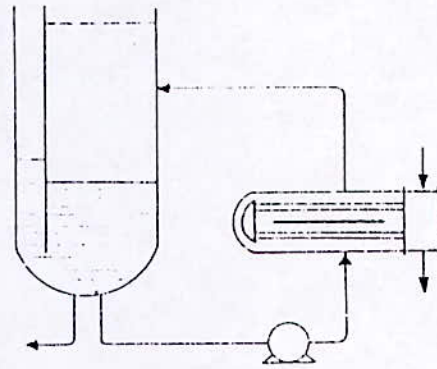
b - Rebouilleurs :

Les rebouilleurs sont des appareils tubulaires dont le but est d'effectuer une vaporisation partielle des fonds de colonnes de distillation afin d'engendrer la phase vapeur qui assurera le fractionnement dans la section d'épuisement. Ce rebouilleur représente un contact liquide- vapeur supplémentaire et que le rapport de la quantité ré- vaporisée à la quantité soutirée s'appelle le taux de rebouillage [21]

Ces appareils sont construits selon le même principe que les échanges à faisceau et à calandre, mais avec des variantes imposées par le système de séparation liquide – vapeur adopté. On distingue deux classes d'appareils [21]



a. Rebouilleur une passe à circulation naturelle, à deux entrées.



b. Rebouilleur à recirculation par pompe, à une entrée.

(Figure III - 6) Rebouilleurs Noyés

Rebouilleurs noyés le mélange (liquide + vapeur) formé dans la calandre où la vapeur sépare du liquide.

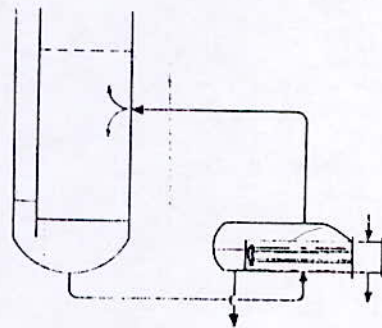
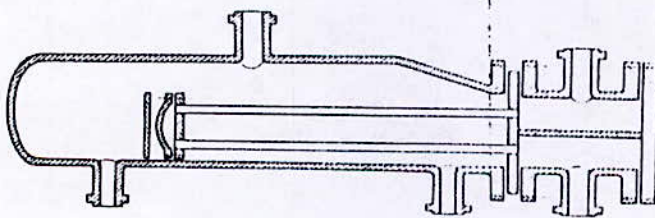


Figure (III - 7) : Rebouilleurs à niveau liquide

c - Évaporateur :

Les évaporateurs à calandre et tubes permettent le traitement des solutions chargées en particules solides et proches de la saturation, mais non visqueuses et non toxiques. Certains d'entre eux sont munis d'un agitateur qui assure une meilleure circulation du fluide. On distingue parmi les équipements de ce type les variations suivantes :

- a- Les évaporateurs standards verticaux et horizontaux à fluide longueur de tubes.
- b- Les évaporateurs verticaux à grande longueur de tube
- c- Les évaporateurs à circulation forcée

Une circulation forcée, à l'aide d'une pompe grand débit rend possible l'évaporation de solutions très incrustantes, visqueuses, moussantes, contenant des solides ou susceptibles d'en précipiter [1].

III – 6 – 1 – 2) ECHANGEURS A DOUBLE-TUBE :

Les échangeurs sont constitués des éléments rectilignes de deux tubes centrés, raccordés à chaque extrémité par des coudes (fig.III) tous les éléments de l'appareil sont assemblés par raccords rapide en vue de nettoyage ou de remplacement des tubes. L'expansion thermique entre tubes intérieur et extérieur s'effectue au travers de parallé-lipidique L'ensemble est monté sur un bâti- parallé-lipidique transportable.

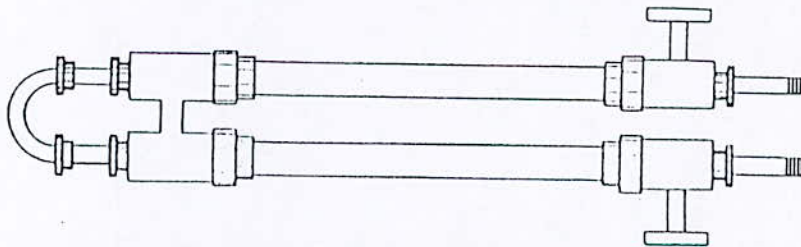


Figure (III – 8) Echangeur double tube

Ces appareils sont intéressants pour les faciliter qu'ils offrent au point de vue et montage et de transformation. Par contre, ils présentent des inconvénients suivants :

- Risque de fuites aux raccords
- Flexion du tube intérieur si la longueur est importante
- Surface de transfert très faible pour le volume global de l'appareil par suite du rayon minimal des coudes qui limite le rapprochement des tubes[21]

III – 6 - 2 - DIMENSIONNEMENT DU CONDENSEUR (C-1) :

* Quantité de chaleur échangée $Q = 61232,05 Kcal / h_r$

* Quantité de chaleur nécessaire à la surchauffe des vapeurs :

$$Q_v = 12,97 Kcal / h_r$$

* Quantité de chaleur nécessaire à la condensation $Q_c = 51942,22 h_{cal} / h_r$

* Quantité de chaleur nécessaire au refroidissement du condensateur :

$$Q_L = 9276,85 Kcal / h_r$$

- Côté Calandre :

Nature du fluide : eau de refroidissement

Température d'entrée : $t_e = 20,1^\circ c$

Chaleur spécifique : $c_{p_{eau}} = 1,149 kcal / Kg^\circ c$

Débit massique : $w_{eau} = 2000 Kg / h_r$

- Côté Tube :

Nature du fluide : vapeur de tête

Température d'entrée : $T_1 = 120^\circ c$

Température de sortie : $T_2 = 25^\circ c$

Débit massique de la phase organique : $w_1 = 0,32 \text{ Kg/h}$,

Débit massique de la phase aqueuse : $w_2 = 98 \text{ Kg/h}$,

- Caractéristiques du Condenseur :

Diamètre externe des tubes : $d_{ex} = 1,27 \text{ cm}$ (désignation 16 BWG)

Diamètre interne des tubes : $d_{in} = 0,94 \text{ cm}$ //

Epaisseur des tubes : $E_p = 1,65 \text{ cm}$ //

Le pas entre les tubes : $P = 2,54 \text{ cm}$ //

Nombre de passes côté tube : $N_p = 2$

Longueur des tubes : $L = 8 \text{ ft} = 2,43 \text{ m}$

ETAPES DE CALCUL :

1- Estimation de la Température de Sortie de L'eau de Refroidissement :

$$t_s = t_e + \frac{Q}{l_{\text{eau}} W_{\text{eau}}} \dots\dots\dots \text{(III - 30)}$$

$t_s = 46,7^\circ \text{c}$

2- Détermination de Différence de Température Moyenne :

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

1- de 120°c à $119,7^\circ \text{c}$: Zone de désurchauffe des vapeurs de tête

2- de $119,7^\circ \text{c}$ à $119,4^\circ \text{c}$: Zone de condensation mixte

3- de $119,4^\circ \text{c}$ à 25°c : Zone de refroidissement du condensation totale

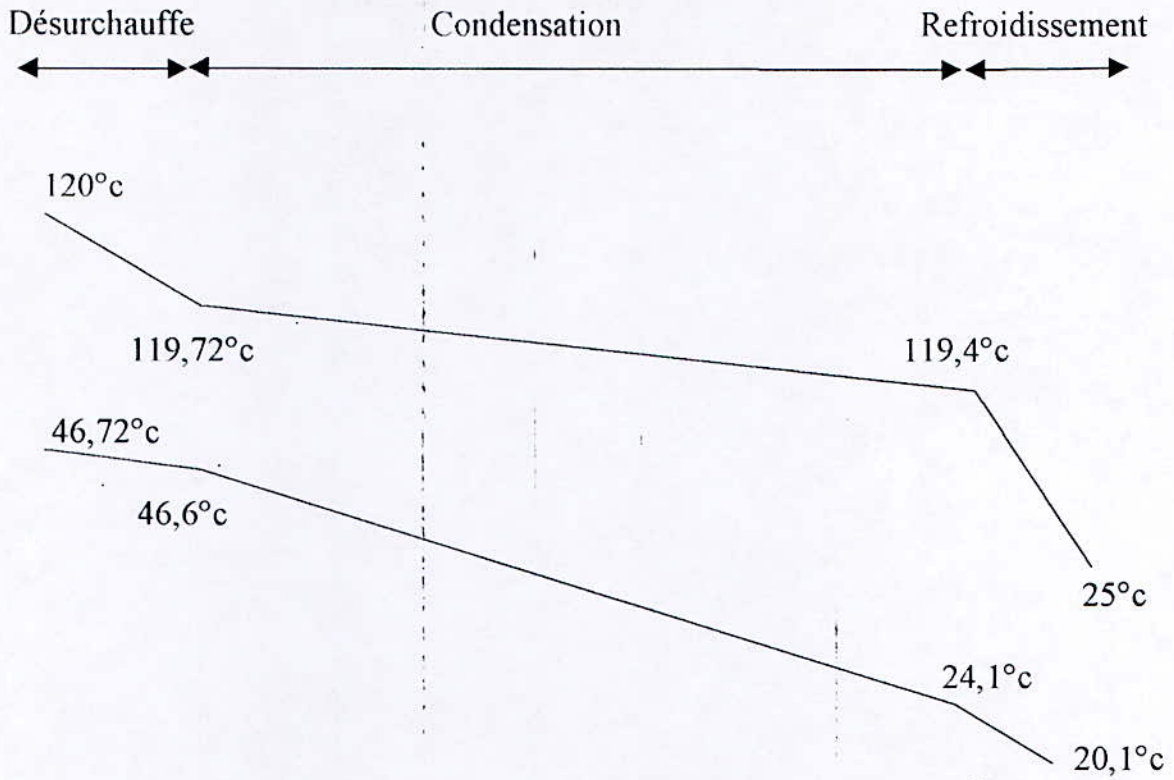


Fig. (III - 9) : Profil de Température dans le Condenseur (e - 1)

a- Zone de Désurchauffe :

La température (t) de l'eau refroidissement au point de Rosée des vapeurs :

$$t = t_s - \frac{Q_v}{lp_{eau} W_{eau}} \dots\dots\dots (III - 31)$$

t = 46,6°C

L'expression qui donne la ΔTLM EST :

$$DTLM = \frac{(t_1 - T_2) - (t_2 - T_1)}{\ln \frac{(t_1 - T_2)}{(t_2 - T_1)}} \dots\dots\dots (III - 32)$$

Nous obtenons le facteur correct à partir des figures A III-2 [1]

Donc : **$DTLM_1 = 73,1^\circ C$**

b- Zone de Condensation :

$DTLM_2 = 83,69^\circ c$

c- Zone de Refroidissement :

$$t = t_2 + \frac{Ql}{lp_{eau}W_{eau}} = 24,1^{\circ}c$$

$$DTLM_3 = 30,55$$

3- Calcul de Nombres de tubes :

A partir du tableau A.III.1.[1] nous avons :

Pour la section de désurchauffe des vapeurs : $U_1 = 750Kcal / h_m^2 \cdot ^{\circ}c$

Pour la section de condensation : $U_2 = 750Kcal / h_m^2 \cdot ^{\circ}c$

Pour la section de refroidissement : $U_3 = 550Kcal / h_m^2 \cdot ^{\circ}c$

$$A_0 = \frac{Q_v}{U_1 DTLM_1} + \frac{Q_c}{U_2 DTLM_2} + \frac{Q_L}{U_3 DTLM_3} = 1,379m^2$$

$$N_T + \frac{A}{\pi d_{ex} L} = 14 \quad \rightarrow \quad N_T = 14 \text{ tubes}$$

4- Calcul du Diamètre de la Calandre D_{ca} :

A partir du tableau A.III.-5 [1] pour un nombre de tubes $N_T = 14$

$$D_{ca} = 20,30cm$$

5- Calcul du Coefficient du Film h_r pour la désurchauffe des Vapeurs :

Les propriétés physiques des vapeurs sont évaluées à la température moyenne T_m .

$$T_m = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{120 + 110,7}{2} = 119,8^{\circ}c$$

$$T_m = 119,8^{\circ}c$$

$$\mu_v = 1,335 \cdot 10^{-2} cp$$

$$e_{pv} = 0,465Kcal / Kg^{\circ}c$$

$$\lambda_v = 2,432 \cdot 10^{-1} Kcal / h_r m^2$$

En utilisant la corrélation de la Kein [25]

$$h_v = J_H \frac{\lambda}{d_m} \left(\frac{I_p 3,6u}{\pi} \right)^{1/3} \dots\dots\dots (III - 33)$$

J_H est obtenu à partir de la figure V.1.20.[21]. En connaissant :

$$R_e = \frac{d_m W}{53,6u \partial t} \quad \partial t : \text{surface des tubes} \dots\dots\dots (III - 34)$$

$$\partial_t = \frac{N_t \pi}{N_p 4} d_m^2 \dots\dots\dots (III - 35)$$

$$\partial_t = 4,85 \cdot 10^{-4} \text{ m}^2$$

donc : $R_2 = 39650$

d'où : $J_H = 130$ et $h_v = 1517,76 \text{ Kcal} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$

6- Calcul du Coefficient du Film pour la Condensation de l'Huile Essentielle h_{cl} :

$$T_m = \frac{119,7 + 119,4}{2} = 119,55^\circ\text{C}$$

Les propriétés physiques de l'huile essentielle à $T = 119,55$ sont les mêmes à $T = 119,8^\circ\text{C}$.

On suppose que 85% de la longueur utilisée pour la condensation.

Le débit par unité de longueur de tube et par passe est par [25] :

$$W^1 = \frac{W}{0,5L^1 N_t} = 2,2 \times 10^{-2} \text{ Kg} / \text{h} \cdot \text{m} \dots\dots\dots (III - 36)$$

En utilisant la relation de cal.....[25]

$$h_{cl} = 0,945 \left[\frac{(\lambda_{L1})^3 (\rho_{L1})^2 (3600 \text{ g})^2}{3,6u_{L1} W^1} \right]^{1/3} \dots\dots\dots (III - 37)$$

$$h_{cl} = 1296,23 \text{ cal} / \text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$$

7- Calcul du Coefficient du Film pour la Zone de Condensation h_c :

Le coefficient de film global pour un mélange liquide immiscible est donné par [25]

$$h = h_1 \left[1 + \frac{W^2}{W_1 + W_2} \right] \dots\dots\dots (III - 38)$$

avec : h : coefficient de filme du mélange immissible

h_1 : coefficient de filme de la phase organique

$$h_c = 2588,25 \text{ Kcal./h m}^2 \text{ }^\circ\text{C}$$

8- Calcul du Coefficient du Filme pour Refroidissement du Condensât Huile

Essentielle :

Nous supposons que 14% de la longueur du tube est utilisée pour la zone de refroidissement du liquide .

$$T_m = \frac{119,4 + 25}{2} = 72,2^\circ\text{c}$$

$$u = 0,28 \text{ C.P.}$$

$$l_p = 0,48 \text{ Kcal /Kg}^\circ\text{c}$$

$$\lambda = 0,111 \text{ Kg / h,m}$$

$$\rho = 880 \text{ Kg / m}^3$$

$$W^1 = 41,15 \text{ Kg/h m} \dots\dots\dots (\text{voir l'équation III - 36})$$

$$\text{d'ou } h_{L1} = 2995,34 \text{ Kcal / h,m}^2 \text{ }^\circ\text{c} \dots\dots\dots (\text{voir l'équation III - 33})$$

9- Calcul du Coefficient du Filme pour le Refroidissement h_{L-} :

$$h_{L-} = 5580,94 \text{ Kcal / h,m}^2 \text{ }^\circ\text{c} \quad (\text{voir l'équation III - 38})$$

10- Calcul du Coefficient du Filme Côte Calandre h_{ea-} :

Pour un espacement entre chicanes de 14 m (10,16 cm).

A partir du tableau 10 - 22 [25]

$$d_{ea} = 1,23n = 3,122 \text{ cm}$$

L'aire de passage est donné par l'expérience :

$$\partial_{pas} = \frac{D_{ca} \cdot C \cdot B}{P} \times 10^{-4} \dots\dots\dots (III - 39)$$

B = 0,1 m (distance entre chicanes)

Avec : P = le pas entre chicanes

e = distance minimale de passage $e = p - d_{ex}$

$$\partial_{pas} = 0,34 \times 10^{-2} m^2$$

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

$$T_m = 0,33 + 10^{-2} m^2$$

$$\mu_{eau} = 0,761 \text{ cp}$$

$$cp_{eau} = 0,997 \text{ Kcal / Kg}^\circ\text{c}$$

$$\lambda_{eau} = 0,53 \text{ Kcal / h, m}$$

$$\rho_{eau} = 994 \text{ Kg / m}^3$$

$$R_e = \frac{W d_{eq}}{3,6 \mu \partial_{pas}} = 2211 \quad \text{d'ou : } J_H = 4,5$$

$$h_{ca} = 3620 \text{ Kcal / h, m}^2\text{c}$$

11- Calcul de la Perte de Charge ΔP_{t-} :

a- Calcul de la Perte de Charge dans la Zone de Refroidissement des Vapeurs ΔP_{v-} :

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

L'expression qui donne la perte de charges dans les tubes est, selon Kein [25] :

$$\Delta P_v = \frac{f(W/3600)^2 L^1}{4gfd_m \partial_t^2} \dots\dots\dots (III - 40)$$

Avec f facteur de friction, f=0,025 à partie de la figure V.1.20 [21]

$$L^1 = 0,01L$$

$$\text{d'où : } \Delta P_c = 26,78 Pa$$

b- Calcul de la Perte de Charge dans la Zone de Condensation ΔP_c :

Selon Kein [25] :

$$\Delta P_c = \frac{f(W/3600)^2 L^1}{4g\rho d_m \partial_r^2} \dots\dots\dots (III - 41)$$

avec $L^1 = 0,85L$
 $f = 0,026$

$$\text{d'où : } \Delta P_c = 1138,15 Pa$$

c- Calcul de la Perte de Charge dans la Zone de Refroidissement ΔP_L :

$$\Delta P_{L_1} = 6,12 Pa$$

$$\Delta P_{L_2} = 0,15 Pa$$

$$\text{d'où : } \Delta P_L = \Delta P_{L_1} + \Delta P_{L_2} = 6,28 Pa$$

$$\Delta P_L = 6,28 Pa$$

donc : $\Delta P_t = \Delta P_L + \Delta P_c + \Delta P_v = 1165,12 Pa$

$$\Delta P_t = 1165,12 Pa$$

12 - Calcul de la Perte de Charge Côté Calandre ΔP_{ca} :

a- Perte de Charge dans le Corps de la Calandre ΔP_{ca1} :

La perte de charge est obtenue selon Kein par l'expression :

$$\Delta P_{ca1} = \frac{f(W/3600)^2 Dca(Nc + 1)}{2g\rho d_{eq} \partial_{AS}^2} \dots\dots\dots (III - 42)$$

avec : N_c : Nombre de chicanes $N_c + 1 = \frac{L}{B} \times 1000 = 810$

à partir de figure V.1.20.[21] $f = 0,03$

$$W = W_{eau}$$

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

$$\Delta P_{ca} = 21,42 Pa$$

2- Perte de Charge aux Sections d'entrée ΔP_e et de Sortie ΔP_s de la Chaleur :

La vitesse maximale de l'eau à l'entrée de l'échange est fixée à 1,2 m/s [21]

$$\Delta P_e = 1,1 \frac{v^2}{2g} f = 80,45 P\alpha \dots\dots\dots (III - 43)$$

ρ_{eau} à l'entrée est 995,5 Kg/ m³

V est 1,2 m/s

$$\Delta P_e = 80,45 P\alpha$$

$$\Delta P_s = 0,8 \frac{52}{2g} \rho \dots\dots\dots (III - 44)$$

ρ_{eau} à la sortie est 973 Kg/ m³

$$\Delta P_s = 57,18 P\alpha$$

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

$$\Delta P_{ca} = 159,05 P\alpha$$

13 - Calcul de la Surface d'Echange A :

La résistance d'encrassement côté tube $r_s = 0,0001$

La résistance d'encrassement côté calandre = 0,0002

La conductivité thermique du tube d'acier inoxydable :

$$\lambda_p = 14,87 Kcal / h, m^\circ c$$

La résistance du tube d'acier inoxydable :

$$r_p = \frac{d_{ex} - d_{in}}{\lambda_p} = 0,00022 \dots\dots\dots (III - 45)$$

$$r_p = 0,00022$$

a- Surface de Désurchauffe des Vapeurs $A_{V.}$:

L'expression du coefficient de chaleur est donnée par l'équation [25]:

$$U_V = \frac{1}{\frac{1}{h} \frac{d_{ex}}{d_{in}} + V_p \frac{d_{ex}}{d_{in}} + l \cdot f + \frac{1}{h_{ca}}} \dots\dots\dots (III - 46)$$

avec : $h = h_v$ $U_v = 567 \text{ Kcal} / \text{h}, \text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$

$$F = v_i + v_c$$

$$A_v = \frac{Q_v}{U_v \Delta TLM}$$

$A_v = 0,0003 \text{ m}^2$

b - Surface de Condensation A_c :

$$U_c = 716,60$$

$$A_c = \frac{Q_c - Q_v}{U \Delta TLM_2}$$

$A_c = 0,865 \text{ m}^2$

c - Surface de Refroidissement du Condensât A_L :

$$U_L = 896,25 \text{ Kcal} / \text{h}, \text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$A_L = \frac{Q_L}{U_L \Delta TLM_3}$$

$A_L = 0,340 \text{ m}^2$

4- Surface Totale A :

$$A = A_L + A_c + A_v = 1,2053 \text{ m}^2$$

$A = 1,205 \text{ m}^2$

Le facteur de sécurité F_s est :

$$F_s = \frac{A_0}{A}$$

$$A_0 = 1,379 \quad \text{donc : } \span style="border: 1px solid black; padding: 2px;"> $F_s = 1,14$$$

Le dimensionnement est correct : $1,1 < F_s < 1,2$

III - 6 - 3) DIMENSIONNEMENT DU PRECHAUFFEUR DE LA CHAUDIERE (CH4) :

Données de Base :

Quantité de chaleur échangée $Q = 8984,49 \text{ Kcal} / \text{h}$,

Côté Tube :

Nature du fluide : eau

Température d'entrée : 60,1°C

Température de sortie : 88,3°C

Débit massique : 276,5 Kg/h,

Côté Calandre :

Nature du fluide : eau

Température d'entrée : 89,9°C

Température de sortie : 70°C

Débit massique : 668,1Kg / h,

Caractéristiques de l'échangeur :

Diamètre interne des tubes : $d_{in} = 1,57cm$

Diamètre externe des tubes : $d_{ex} = 1,905cm$

Pas du tube : $P = 1,25in = 3,175cm$

Longueur des tubes : $L = 8ft = 2,43m$

Résultats des Calculs :

En se basant sur les mêmes étapes de calculs concernant le condenseur (e-1).

Nous obtenons les résultats suivants :

- Nombre de tubes32tubes
- Diamètre de la calandre.....25,4 cm
- Coefficient de filme côté tube.....4886,16Kcal / $h,m^2,^{\circ}c$
- Coefficient de filme côté calandre.....3691,2 K cal / h,m^2
- Surface d'échange installée.....3,56 m^2
- Résistance d'encrassement0,00047 $h,m^2 / kcal$

- Résistance de la paroi0,00022 $h_r m^2 / kcal$
- Coefficient de transfert de chaleur616,12 $kcal / h_m^2 \text{ } ^\circ c$
- Surface d'échange calculée3,18 m^2
- Perte de charge côté tube466,53 Pa
- Perte de charge côté calandre.....17,6 Pa
- Facteur de sécurité1,119

III-6-4) DIMENSIONNEMENT DU REBOUILLEUR DE LA COLONNE DE SEPARATION :

Données de Base :

Quantité de chaleur échangée $Q = 2666,3 Kcal / h_r$

Côté Calandre :

Débit entrée liquide $W_L = 23,2 Kg / h_r$

Débit sortie vapeur $W_V = 25,9 Kg / h_r$

Température d'entrée $t_1 = 69,3^\circ c$

Température de sortie $t_2 = 113,4^\circ c$

Pression opératoire $P = 1,013 bar$

Côté Tube :

Débit entrée vapeur d'eau $W_V = 6 Kg / h_r$

Débit sortie eau $W_L = 6 Kg / h_r$

Pression $P = 1,95 bar$

Température d'entrée $T_1 = 120^\circ c$

Température de sortie $T_1 = 120^\circ c$

Caractéristiques du Rebouilleur :

Diamètre extérieur des tubes

$$d_{ex} = 1,27cm(16BWG)$$

Diamètre intérieur des tubes

$$d_{in} = 0,94cm$$

Longueur des tubes

$$L = 2,43m$$

ETAPES DE CALCUL :

1 - Calcul de la DTLM :

$$DTLM = \frac{Q}{\sum \frac{\alpha}{\Delta T}} \dots\dots\dots (III - 47)$$

$$DTLM = 28,65^{\circ}c$$

2 - Calcul de la Surface Installée A_0 :

A partir de la fig.V.1.45 [21], nous obtenons $\frac{Q}{A} = 4500Kcal / hm^2$

$$A_0 = Q / (\frac{Q}{A})$$

$$A_0 = 0,592m^2$$

3- Variation de la Charge Thermique en Fonction de la Température :

Tableau III - 2 : Variation de la charge thermique en fonction de la température

Q (Kcal / h _r)	t°(°c)	q Kcal / h _r)	ΔT(°c)
0	69,81	0	50,19
242,39	69,87	242,39	50,13
484,78	69,95	242,39	50,05
727,17	70,07	242,39	49,93
969,56	70,22	242,39	49,78

Q (Kcal/h _r)	t°(°c)	q Kcal/h _r)	ΔT(°c)
1211,95	70,46	242,39	49,54
1454,34	70,85	242,39	49,15
1696,73	71,61	242,40	48,39
1939,13	73,65	242,39	46,35
2181,52	81,04	242,39	38,96
2423,91	96,58	242,39	23,42
2666,30	113,45	242,39	06,35

4 - Calcul de Nombreux de Tubes N_t et du Diamètre Interne de la Calandre :

$$N_t = 6 \text{ tubes}$$

A partir du tableau V1.4 [21], nous choisissons un diamètre de la calandre :

$$D_{ca} = 20,3 \text{ cm}$$

5 - Calcul du Coefficient de Filme Côté Tube h_{t0} :

On utilise de la vapeur d'eau comme fluide chauffant, on admet que

$$h_t = 7500 \text{ Kcal/hm}^2\text{°c} \text{ (valeur rapportée à la surface externe)}[21]$$

6 - Calcul du Coefficient de Filme Côté Calandre :

Le coefficient de filme tube- paroi est donné par [25]

$$\frac{1}{h_{tw}} = \frac{1}{h_{t0}} + \frac{d_{ex}}{d_{in}} \left(\frac{d_{ex} - d_{in}}{\lambda P} \right) \dots\dots\dots \text{(III - 48)}$$

$$h_{tw} = 2295,6 \text{ Kcal/hm}^2\text{°c}$$

7 - Calcul de la Surface D'Echange Nécessaire A :

$$U = 683,5 \text{ kcal} / \text{h} \cdot \text{m}^2$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \text{DTLM}} = 0,513 \text{ m}^2$$

$$A = 0,513 \text{ m}^2$$

$$F_s = \frac{A_0}{A} = 1,18 \quad (\text{le dimensionnement est correct})$$

III - 5 - DIMENSIONNEMENT DE L'EVAPORATEUR :

Données de Base :

Côté Tube :

Nature du fluide	eau + traces d'huiles essentielles.
Débit du fluide	$W = 98 \text{ Kg} / \text{h}_r$
Température d'entrée	$t_1 = 40^\circ \text{c}$
Température de sortie	$t_2 = 119,7^\circ \text{c}$
Pression	$P = 1,95 \text{ bar}$
Pourcentage molaire évaporé à la sortie	$X_{out} = 5\%$

Côté Calandre :

Nature du fluide	Vapeur d'eau
Débit du fluide	$22,5 \text{ Kg} / \text{h}_r$
Température d'entrée	$T_1 = 120^\circ \text{c}$
Température de sortie	$T_2 = 120^\circ \text{c}$
Pression	$P = 1,95 \text{ bar}$

Caractéristiques de L'Evaporateur :

Diamètre interne des tubes	$d_m = 0,94cm$
Diamètre externe des tubes	$d_{ex} = 1/2in = 1,24cm$
Pas	$P = 1in = 2,54cm$
Longueur des tubes	$L = 8,feet = 2,43m$

ETAPES DE CALCUL :

Quantité de chaleur côté tube	$Q = 1175Kcal/h_r$
Quantité de chaleur côté calandre	$Q = 12498Kcal/h_r$

1 - Détermination du Coefficient Global de Transfert de Chaleur U :

Pour une vitesse du fluide inférieure à 1,5 m/s le coefficient de transfert de chaleur peut être exprimé par la relation suivante [1] :

$$U = 16T + 515 \dots\dots\dots (III - 49)$$

$$U = 2435kcal/hm^2^{\circ}c$$

avec : T ; Température du fluide ($^{\circ}c$).

2 - Détermination de la Surface D'Echange :

$$A = \frac{Q}{U.LMTD_{corrigée}}$$
$$LMTD_{corrigée} = 14,26 \text{ }^{\circ}C$$

Donc : $A = 0,39m^2$

3 - Calcul de Nombre de Tubes et Diamètre de la Calandre D_{ca} :

$$N_t = \frac{A}{\pi D_m L}$$

$$N_t = 6 \text{ tubes}$$

$$D_{ca} = 20,3cm$$

III – 7) COLONNE DE SEPARATION HEXANE- HUILE ESSENTIELLE :

III – 7 – 1) Notions Théoriques :

Les colonnes à **garnissage** sont quelques fois employées dans l'industrie concurremment avec les colonnes à plateaux pour séparer les constituants d'un mélange par absorption. Une colonne à graissage réalise un contre courant continu : les phases sont en contact dans toutes 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 turbulence : C'est pour cela qu'on remplit la colonne d'éléments solides aux formes et aux dimensions judicieusement choisies.

Par rapport aux colonnes à plateaux, les colonnes à garnissage présentant un certain nombre d'avantages et d'inconvénients, les avantages principaux sont les suivants :

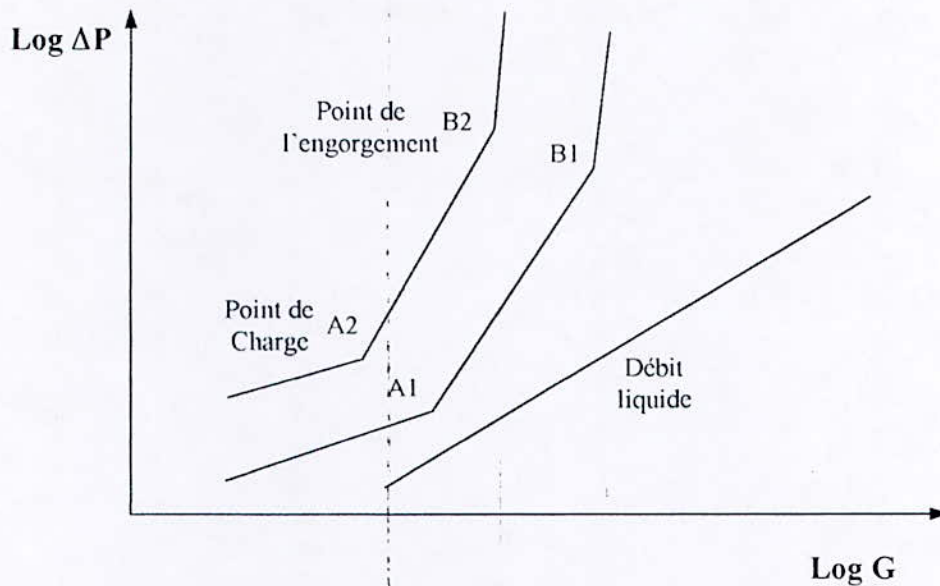
- Prix moins élevé par unité de volume.
- **Retention pas** importante.
- Faible perte de charge.

Les garnissages les plus courants dans l'industrie sont les anneaux Rachig. En général, on utilise des anneaux en céramique ou en porcelaine, bon marché et de plus résistant à la corrosion par contre les anneaux en acier ou en carbone sont plus épais et plus fragiles [21].

Hydrodynamiques des Colonnes Garnies

L'étude de l'écoulement de deux fluides à contre- courant à travers un lit de particules solides, fait encore l'objet de nombreux travaux.

Si dans une colonne à garnissage, on augmente progressivement le débit de gaz en laissant fixe le débit de liquide, la perte de charge augmente pour un débit de liquide donné la variation de la perte de charge ΔP en fonction du débit gazeux G peut représenté par une droite en coordonnées logarithmiques. (Fig. III – 10)



(FIG. III - 10) : Evolution de la Perte de Charge en Fonction des Débits Gazeux et Liquide dans une Colonne à Garnissage.

Pour une certaine valeur de G , on observe un changement d'allure de la courbe (point a sur la figure III) correspond à ce qu'on appelle le point de change de la colonne [21].

Les colonnes fonctionnent le plus souvent avec une vitesse allant de 60 à 80°c au dessus du point minimum de la zone de charge[19].

Quand on continue à augmenter G . La perte de charge augmente rapidement jusqu'à un deuxième point de discontinuité B , appelé point de l'engorgement. Pour des valeurs de G encore plus élevées. Tout le liquide ne peut plus s'écouler à travers le garnissage, une partie s'accumulant au sommet de la colonne. Le liquide tend à devenir la phase continue.

Le débit G correspondant à l'engrenage est le débit maximal compatible avec un fonctionnement normal de l'installation.

III – 7 – 2) DIMENSIONNEMENT DE LA COLONNE :

- Données de Base :

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

	Sommet de la Colonne	Fond de la Colonne
Débit vapeur (Kg / h _r)	24,88	25,93
Densité vapeur (Kg / h _r)	2,53	2,55
Débit liquide (Kg / h _r)	14,93	23,23
Densité liquide (Kg / h _r)	444,21	638,07
Densité moyenne de la vapeur	$\rho_{vm} = 2,54 \text{ Kg / m}^3$	
Densité moyenne du liquide	$\rho_{lm} = 495 \text{ Kg / m}^3$	

ETAPES DE CALCUL :

1- Détermination du Diamètre de la Colonne D :

$$\text{On a : } \frac{L}{V} \sqrt{\frac{\rho_{vm}}{\rho_{lm}}} = 0,065 \dots \dots \dots \text{ (III – 50)}$$

Et on lit sur la figure V.4.4 [21] qu'à l'engorgement, la vitesse dans la colonne supposée vide est U_M telle que [21] :

$$\frac{\partial}{g\Sigma^3} U_M^2 \Psi \left(\frac{\rho_G}{\rho_L} \right) \dots \dots \dots = 0,065 \dots \dots \dots \text{ (III – 51)}$$

En choisissant une perte de charge minimale de 0,5 inch, et en utilisant la figure V.4.4 [21] adoptant comme garnissage des anneaux rachig en céramique de 50 mm, on a d'après V.4.1[21].

$$\frac{\partial}{g\Sigma^3} = 21,4 \quad \Psi = \frac{\rho H_2 O}{\rho_L} \quad \mu_L = 0,242$$

U : Vitesse de la vapeur à l'engorgement supposé vide .

∂ : Surface spécifique du garnissage.

Σ : Fraction de vide du garnissage.

L : Débit massique du liquide

G : Débit massique de vapeur

ρ_L : Masse volumique du liquide

ρ_G : Masse volumique de vapeur

μ_L : Viscosité du liquide

g : Accélération de pesanteur

d'où l'on déduit : $U_M = 1,24m/s$

Prenant comme vitesse de vapeur 60% de la vitesse de l'engorgement

$$U_V = 0,74m/s$$

Le débit de la vapeur est $24,88 \text{ Kg} / h_v = 9,83m^3 / h_v$

$$\text{Donc : } A = \frac{V}{U_M} = 0,00369m^2$$

$$\text{D'où : } D = \sqrt{\frac{4A}{\pi}} = 6,85cm$$

$$D = 6,85cm$$

2- Détermination du Point de L'Engorgement S_E :

Pour le graissage en vrac, nous lisons sur la figure V.4.4 [21]le point de l'engorgement : $S_E = 0,145$

La vitesse représente $\frac{S}{S_E} \times 100 = 44,8\%$ de la vitesse de l'engorgement (inférieur à 60% vitesse de l'engorgement).

3- Détermination du Point de Charge S_c :

A partir de la figure V.4.4 [21] nous lisons $S_c = 0,0825$, la vitesse présente

$$\frac{S_c}{S} \times 100 = 78,7\% \text{ (supérieur à 60\% vitesse de l'engorgement)}$$

4- Calcul de la Hauteur du Garnissage :

Pour des anneaux Rachig, on peut citer la formule de Hands et Whitt [21] :

$$HEPT = 2100 \left(\frac{\mu_L d}{L} \right) \dots\dots\dots \text{(III - 52)}$$

μ_L : Viscosité du liquide.

d : Dimension du garnissage.

L : Débit massique du liquide.

$$HEPT = 1,30m$$

La hauteur du garnissage nécessaire est :

$$G = n_x HEPT \dots\dots\dots \text{(III - 53)}$$

$$G = 3,9m$$

Pour une hauteur supplémentaire de 2 ft (hauteur nécessaire au distributeur et supports [21]). La hauteur totale de la colonne : $L = 3,9 + 2 \times 0,30 = 4,5m$

$$L = 4,5m$$

5- Calcul de la Perte de Charge :

La variation de la perte de charge en dessous du point de charge à travers des lits d'anneaux Rachig est :

$$\Delta P = \alpha \times 10^{BL} \frac{G^2}{\rho G} \dots\dots\dots \text{(III - 54)}$$

A partir du tableau V.4.4[21] $\alpha = 1$ $\beta = 0,03$.

$$\Delta P = 123 \text{ mm d'eau} = 4,88 \text{ inch d'eau}$$

$$\Delta P_{it} = 4,88 \text{ inch d'eau}$$

6 - La Perte de Charge dans le Distributeur :

Pour le distributeur intermédiaire séparant la zone de rectification et la zone d'épuisement : $\Delta P_p = (\Delta P_x) \cdot x = 0,8 \text{ m d'eau}$

x : Nombre de distributeurs $x = 2$

ΔP_x : Perte de charge de distributeur $\Delta P_x = 0,4 \dots \text{ d'eau}$

$$\Delta P_{Totale} = \Delta P_{T} + \Delta P_p$$

$$\Delta P = 5,68 \text{ inch d'eau}$$

7 - Calcul de la Rétention (HOLD- UP) :

La rétention statique correspond au liquide qui reste emprisonné dans le remplissage quand on vide la colonne. Il s'y ajoute en cours de fonctionnement la rétention dynamique ou opératoire : La somme des deux donne la rétention totale.

Jesser et Elgin [24] ont proposé la rétention suivante :

$$h_L = h_{H_2O} \mu_L^{0,1} \left(\frac{\rho_{H_2O}}{\rho_L} \right) \left(\frac{\sigma_{H_2O}}{\sigma_L} \right) \dots \dots \dots \text{(III - 55)}$$

$$h_L = 0,0134 \text{ m}^3 / \text{m}^3$$

h_L : Rétention totale

h_{H_2O} : Rétention totale dans le cas où le liquide est l'eau.

μ_L : Viscosité du liquide en

σ_{H_2O}, σ_L : Tensions superficielle de l'eau et du liquide

h : Exposant donné en fonction du débit par la courbe de la figure

V.4.5[21]. $h = 0,46$

La rétention h_{H_2O} peut être calculé à l'aide de la formule :

$$h_{H_2O} = 0,0011 \left(\frac{L}{d_p} \right)^{0,6} = 0,022 \dots\dots\dots (III - 56)$$

$$h_{H_2O} = 0,022 m^3 \text{ (volume d'eau) } / m^3 \text{ (volume de colonne).}$$

Où L est le débit liquide par unité de surface de section droite en Kg / m^2h et d_p

est le diamètre en mm de la sphère équivalente [21]

$$d_p = \sqrt{\frac{6(1-\Sigma)}{\pi N}} \dots\dots\dots (III - 57)$$

$$d_p = 0,043 m$$

$$d_p = 43 mm$$

8 - Charge Maximale au Point de L'Engorgement :

A partir du tableau V.1.4.4 [21] la fonction du vide est de 0,75.

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

$$M_L = \rho_L(A)L(0,75)$$

$$M_L = 6,164 Kg$$

La masse volumique du garnissage $\rho_{ga} = 977,22 Kg / m^3$

$$M_{sec} = \rho_{ga} A.L = 16,22 Kg$$

$$M_{sec} = 16,22 Kg$$

La charge maximale est $M_{sec} + M_L = 22,38 Kg$

En utilisant un facteur de sécurité de 10.%, la charge maximale du garnissage

est : $M_{max} = 24,61 Kg$

III - 8) DIMENSIONNEMENT DU BALLON DE REFLUX DE LA COLONNE :

- Données de Base :

Temps de séjour $t_s = 5 mm$

Débit volumique $\Phi = 1,0112 \times 10^{-5} m^3 / s$

ETAPES DE CALCUL :

1- Calcul du Diamètre Interne D et de la Longueur L du Ballon :

Pour un ballon horizontal $L = 3 D$

Le volume du ballon v :

$$v = \Phi x t_s = 0,00304$$

$$\text{ainsi : } v = \left(\frac{\pi D^2}{4}\right) \times 3 D = \frac{3\pi D^3}{4}$$

$$\text{d'où : } D = 3 \sqrt{\frac{4v}{3\pi}} = 0,108m$$

$D = 0,108m$ $L = 0,326m$

2- Calcul des Epaisseurs :

Selon le code ASME – SECTION :

$e = 4,41 \text{ mm}$

3- Calcul du Poids du Ballon :

La densité de l'acier inoxydable utilisé est $\rho = 7,9g/cm^2$

$$v = \frac{\pi D^2}{4} \times e + \frac{3\pi D}{4} \left(\frac{(D+e)^2 - D^2}{4} \right) = \frac{\pi D}{4} [D \times e + 3(D+e)^2 - 3D^2]$$

$$v = 28,76 \times 10^{-5} m^3$$

$$M = v \times \rho = 2,27Kg$$

$M = 2,27 Kg$

III – 9) TOUR DE REFROIDISSEMENT :

III – 9 – 1) Notions Théoriques :

Etant donné les débits considérables d'eau de refroidissement mis en circulation dans les complexes chimiques. Il est nécessaire de pouvoir un recyclage de cette eau, après avoir en avoir ramené la température à un niveau compatible avec les conditions

de fonctionnement. En général, on admet qu'à la sortie des unités de production la température atteint 35°C, alors qu'à l'entrée, elle est d'environ 25°C le plus souvent, parfois 20°C [1].

Ces tours permettent la réfrigération de l'eau jusqu'à une température pouvant avoisiner 2°C près la température de l'air ambiant [19].

Le refroidissement s'effectue dans des tours au moyen de l'air atmosphérique circulant à contre courant avec l'eau à refroidir, finement divisée :

On distingue ainsi trois types de réfrigérants [1] :

- A aération naturelle : Réfrigérants à **tuyeres** pulvérisateurs .

Réfrigérants à gradins.

- A tuyage naturel : Cheminée et système de **ruissellement en bois**

Cheminée en béton.

- A ventilation forcée.

III – 9 - 2 – DIMENSIONNEMENT DE LA TOUR DE REFROIDISSEMENT :

Air à l'entrée $t_1 = 18^\circ c$ 80% d'humidité.

Air à la sortie $t_2 = 20^\circ c$ 100% d'humidité.

Eau : $\rho_{eau} = 986,6 Kg/m^3$

Débit $\Phi = 1,49 \times 10^6 m^3/s$

Température d'entrée $T_1 = 43,8^\circ c$

Température de sortie $T_2 = 22^\circ c$

Débit de l'air $W = 5300 \text{ kg/hr}$

- ETAPES DE CALCUL :

1- Calcul de L'Humidité de L'air à L'Entrée et à la Sortie :

$$H_U = \frac{P_e}{1,033 - P_e} \times \frac{18}{29} \quad (\text{en Kg d'eau par Kg d'air sec}) \dots\dots\dots (\text{III} - 58)$$

où : P_e : Pression partielle de l'eau

$$\text{à } 18^\circ\text{C} : H_U = \frac{18 \times 0,0216}{29(1,033 - 0,0216)} = 0,0132 \text{ Kg / Kg air sec}$$

$$\text{à } 20^\circ\text{C} : H_{H_2} = \frac{18 \times 0,024}{29(1,033 - 0,024)} = 0,0147 \text{ Kg / Kg air sec}$$

2- Calcul de Débit D'air Nécessaire W_{air} :

A partir de la figure 9-81A [19]

$$\Delta H = 3,1 \text{ kcal / Kg}$$

$$W_{air} = \frac{W(T_1 - T_2)}{\Delta H - (H_{U_2} - H_{U_1})^{T_2}} \dots\dots\dots (\text{III} - 59)$$

$$W_{air} = 3,767 \cdot 10^4 \text{ Kg/h}$$

3- Calcul de la Hauteur de la Tour L :

Les tours atmosphériques ont une largeur égale à 12 feet. L'espacement entre les étages se situe entre 30 et 36 inches [19].

Selon [19] pour une vitesse de l'air avoisinant 1 Km/h et un nombre d'étages

18, nous obtenons :

$$\frac{\phi}{L} = 5,1 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{D'où } L = \phi / (\phi/L) = 2,92 \text{ m}$$

$$L = 9,73 \text{ ft}$$

Nous décomposons la hauteur total en module de 4 ft de long, soit 3 modules.

$$L = 4 * 3 = 12 \text{ ft} = 3,6 \text{ m}$$

$$L = 3,6 \text{ m}$$

4 - Calcul de la Quantité D'eau Evaporée ev :

$$ev = W_{AIR} = (H_{U2} - H_{U1})$$

$$ev = 56,505 Kg/h,$$

III – 10 - ESTIMATION DU COUT DE L'UNITE :

Il est important de bien saisir l'impact du niveau de développement des études sur le niveau de précision des méthodes car trop souvent les responsables industriels désirent obtenir des évaluations de coût trop précises compte tenu de l'état de définition des projets.

Pour estimer le coût de l'unité, utilisons la méthode par type d'équipement principal. Cette méthode permet de mieux adapter le calcul de l'investissement à la complexité de l'installation à évaluer car elle attribue à chaque classe de matériel un facteur multiplicatif variable d'une classe à l'autre et conduit à une estimation plus précise (Tableau II - 2)

Tableau III - 3 : Décomposition du montant de l'investissement :

<i>RUBRIQUE</i>	<i>COUT (\$)</i>
Dépense totale directe	580000
construction pour les équipements	15000
frais généraux et indirects	35000
Assurances et taxes	75000
Frais de siège	85000
Coût Global	790000

Le calcul du coût de l'unité est détaillé en Annexe.3

CONCLUSION GENERALE

Afin de contribuer à un éventuel développement des procédés d'extraction de nos espèces végétales, nous avons mené l'étude des processus d'entraînement à la vapeur d'eau des huiles essentielles des graines de coriandre d'Algérie une unité industrielle d'entraînement à la vapeur d'eau a été conçue sur la base des résultats et recommandations des études antérieures menées dans le domaine. La simulation du fonctionnement de l'unité a été effectué en faisant appel à l'outil informatique, et ce en vue du dimensionnement des différents équipements constituant le procédé proposé.

Pour l'extrapolation des résultats du laboratoire à une échelle de production industrielle, la simulation est le moyen le plus indiqué pour effectuer les bilans de matière et d'énergie nécessaire à tout dimensionnement de l'équipement. Dans ce contexte, nous avons simulé par le biais d'ASPEN PLUS, ceci nous a permis d'opter pour les équipements et conditions opératoires les plus adéquats permettant d'optimiser les frais de fonctionnement de l'unité en minimisant les pertes de matières et d'énergie.

Enfin, les résultats obtenus nous ont permis d'évaluer le coût global de la réalisation d'un tel projet qui s'élève à environ 790.000 \$. Notons qu'une bonne partie des équipements peut être réalisée localement.

Ce procédé de récupération des huiles essentielles de graines de coriandre par entraînement à la vapeur d'eau peut être réaliser pour tout type d'espèces végétales.

BIBLIOGRAPHIE

- 1- A.CHAUVEL – P.LEPRINCE – Y.BARTHEL – C.RAIMBAULT – J.P.ARLIE.
Manuel d'Evaluation Economique des Procédés .Ed.techniq.Paris.1976
- 2- M.N.VANDAMME.
Techniques de l'Ingénieur A8070, A8071, A8072 ? Février 1996
- 3- ARTHUR.A.LITTLE .INC
Evaluation Economique d'une Usine de Pâte d'Eucalyptus en Algérie Octobre 86
- 4- ASSOCIATION de Cadres dirigeant de L'industrie pour le Progrès Social et Economique. Guide Pratique pour Localisation Industrielle.
Bulletin n° 306.Octobre 1975
- 5- LANG.H.J
Simplified Approach to Preliminary Cost Estimates.Chemical Engineering
55(6).Juin 1948...P.112.113
- 6- LANG.H.J
Cost Relationship in Preliminary Cost Estimation Chemical Engineering
54(10).Oct.1947.P.117.121
- 7- CLERCK.J.
Multiplied Factors Give Installed Costs Process Equipments. Chemical
Engineering 70(4).Avr.1963 P 183 184
- 8- JOHNSON.R.J
Cost of Overseas Plants. Chemical Engineering 76(5).Mars 1969 P.146.152
- 9- TAYLOR.J.T
« The Process Step Scoring » Méthode for Making Quick Capital Estimates .1977
P 259.267

- 10- ALLEN.D.H ET PAGE.R.C
Revised Technique For Pre- Design Cost Estimating.Chemical Engineering 82(3).
Mars 1975 P 142 150.
- 11-CHEMINI.R.
Contribution à l'évaluation technico-économique d'un complexe de raffinage
PFE, Alger, Juin 88
- 12- JEAN-PAUL GOURLIA
Techniques de L'Ingénieur J 1022 mars 1995
- 13- BENABBAS.L ET OUNANE.T.M.M
Contribution à l'élaboration d'un logiciel de simulation de procédés.
Projet de fin d'étude, ENP, Alger, Juin 1991.
- 14- S.DOMENECH, X.JOULIA, B.KOEHRET
Simulation , optimisation en génie des procédés 2 n°02 , Paris1988
- 15- VERCAMEN. G.
Savoir estimer est un savoir faire Génie industriel N°103, octobre 1980.
- 16- PROSIM.
Manuel d'Utilisation de PROSIM.
- 17- ASPEN TECHNOLOGY
USER guide, ASPEN technology, INC., Cambridge, 1995.
- 18- PERRY.H. ET CHILTON.H.
Chemical engineering et Mc Graw Hill, 6 ème édition, chapitre 6
- 19- LUDWIG.E.
Design for chemical and petro choimical plants,tomeII,ed.Gulf, Houston, Janvier93.

20- LEYBROS .J. ET PREMAUX.P.

Extraction solide – liquide, techniques de l'ingénieur, J 2780, 1993

21- **WUITIER P.**

Raffinage et génie chimique, tome II, ed. Technip 1984.

22- ENTAT , M.

Décantation , techniques de l'ingénieur, A 5450, 1995

23- BINET.P.

Chaudière électrique, techniques de l'ingénieur, B 129, 1984

24- JESSER.B.W. ET ELGIN

Trans, am, inst, chemical engineering, 1943, P.277

25- LUDWIG.E.

Design for chemical and petrochemical plants, tome3,ed. Gulf ,Houston, Janvier 93.

26- LELEU.R.

Evaporation, techniques de l'ingénieur, J 2320, 1995

27- LEYBROS. J. ET PREMAUX.P.

Extraction solide – liquide, techniques de l'ingénieur, J 2782, 1993

28- HASNI.S.

Modélisation et dimensionnement d'une unité d'extraction d'huiles essentielles de graines de coriandre par entraînement à la vapeur d'eau, PFE Juillet 1997

29- MARTIN G. R.

PUMP and NPSH : Avoid problems and improve reliability, hydrocarbon processing, Vol. 75, N° 5, Mai 1996, P. 63.

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 68
 PROJET
 STREAM SECTION

E174V E2 E22 E22A E22B

STREAM ID	E174V	E2	E22	E22A	E22B
FROM :	DIV1	DIV6	DIV8	DIV7	DIV8
TO :	C6	DIV7	COND5	DIV8	C

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHERE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	11.1016	127.6694	11.1016	16.6525	5.5508
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	11.1016	127.6694	11.1016	16.6525	5.5508
KG/HR	200.0000	2300.0000	200.0000	300.0000	100.0000
L/MIN	4.5308	50.5726	4.3976	6.5964	2.1988

STATE VARIABLES:

TEMP C	60.0739	20.0521	20.0521	20.0521	20.0521
PRES BAR	2.0000	2.0000	2.0000	2.0000	2.0000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8267+04	-6.9095+04	-6.9095+04	-6.9095+04	-6.9095+04
KCAL/KG	-3789.3692	-3835.3775	-3835.3775	-3835.3775	-3835.3775
KCAL/HR	-7.5788+05	-8.8215+06	-7.6709+05	-1.1506+06	-3.8354+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.5039	-41.1538	-41.1538	-41.1538	-41.1538
CAL/GM-K	-2.1372	-2.2843	-2.2843	-2.2843	-2.2843

DENSITY:

MOL/CC	4.0837-02	4.2075-02	4.2075-02	4.2075-02	4.2075-02
GM/CC	0.7356	0.7579	0.7579	0.7579	0.7579
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 64
 PROJET
 STREAM SECTION

S4 VIPP VISP V2 V2P

STREAM ID	S4	VIPP	VISP	V2	V2P
FROM :	SEPA2	SEPA2	C8	DIV2	DIV2
TO :	---	C2	DIV2	SEPA2	SEPA2
CLASS:	MIXNCPSD	MIXNCPSD	MIXNCPSD	MIXNCPSD	MIXNCPSD
TOTAL STREAM:					
KG/HR	150.0655	178.5000	276.5000	98.0000	178.5000
KCAL/HR	3.3412+05	-5.6481+05	-1.0279+06	-3.6432+05	-6.6359+05
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/HR					
LINALOL	3.9175-04	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	2.3399-06	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	2.9073-06	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	1.7953-05	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	8.0365-06	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	2.7754	9.9082	15.3480	5.4398	9.9082
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	2.7758	9.9082	15.3480	5.4398	9.9082
KG/HR	50.0655	178.5000	276.5000	98.0000	178.5000
L/MIN	0.8384	2673.8078	6.6381	2.3527	4.2853
STATE VARIABLES:					
TEMP C	30.2335	122.0000	122.0000	122.0000	122.0000
PRES BAR	1.0132	2.0000	2.0000	2.0000	2.0000
VFRAC	0.0	1.0000	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	0.0	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	-6.8174+04	-5.7003+04	-6.6973+04	-6.6973+04	-6.6973+04
KCAL/KG	-3779.8287	-3164.1644	-3717.5475	-3717.5475	-3717.5475
KCAL/HR	-1.8924+05	-5.6481+05	-1.0279+06	-3.6432+05	-6.6359+05
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-38.6835	-9.7184	-34.9436	-34.9436	-34.9436
CAL/GM-K	-2.1447	-0.5394	-1.9396	-1.9396	-1.9396
DENSITY:					
MOL/CC	5.5178-02	6.1761-05	3.8535-02	3.8535-02	3.8535-02
GM/CC	0.9951	1.1126-03	0.6942	0.6942	0.6942
AVG MW	18.0361	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

SUBSTREAM: NCPSD STRUCTURE: NON CONVENTIONAL

COMPONENTS: KG/HR

GRAIN	100.0000	0.0	0.0	0.0	0.0
-------	----------	-----	-----	-----	-----

TOTAL FLOW:

KG/HR	100.0000	0.0	0.0	0.0	0.0
-------	----------	-----	-----	-----	-----

STATE VARIABLES:

TEMP C	30.2335	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING
PRES BAR	1.0132	2.0000	MISSING	MISSING	MISSING
VFRAC	0.0	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING
LFRAC	0.0	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING
SFRAC	1.0000	MISSING	MISSING	MISSING	MISSING

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 66
 PROJET
 STREAM SECTION

V5

--

STREAM ID	V5
FROM :	SEPA2
TO :	C1
CLASS:	MIXNCPSD
TOTAL STREAM:	
KG/HR	98.2723
KCAL/HR	-3.1026+05
SUBSTREAM: MIXED	
PHASE:	VAPOR
COMPONENTS: KMOL/HR	
LINALOL	1.6276-03
DODECANE	9.7214-06
HUMULENE	1.2079-05
OCTANAL	7.4587-05
ACIDE-M	3.3389-05
CAMPHRE	0.0
H2O	5.4398
ACETATE-	0.0
PENTANE	0.0
TOTAL FLOW:	
KMOL/HR	5.4415
KG/HR	98.2723
L/MIN	1498.6863
STATE VARIABLES:	
TEMP C	120.0000
PRES BAR	1.9500
VFRAC	1.0000
LFRAC	0.0
SFRAC	0.0
ENTHALPY:	
CAL/MOL	-5.7015+04
KCAL/KG	-3157.0484
KCAL/HR	-3.1026+05
ENTROPY:	
CAL/MOL-K	-9.7592
CAL/GM-K	-0.5403
DENSITY:	
MOL/CC	6.0515-05
GM/CC	1.0929-03
AVG MW	18.0595

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 67
 PROJET
 STREAM SECTION

E1 E12 E17 E173C E174C

STREAM ID	E1	E12	E17	E173C	E174C
FROM :	POMPE1	DIV1	FLASHE2	M8	EC-4
TO :	DIV1	EC-4	M2	EC-4	----

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	26.4497	15.3480	5.1678	21.7371	21.7371
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	26.4497	15.3480	5.1678	21.7371	21.7371
KG/HR	476.5000	276.5000	93.1000	391.6000	391.6000
L/MIN	10.7948	6.2639	2.2296	9.1038	8.9448

STATE VARIABLES:

TEMP C	60.0739	60.0739	119.7232	89.8748	70.0000
PRES BAR	2.0000	2.0000	1.9500	1.5000	1.5000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8267+04	-6.8267+04	-6.7021+04	-6.7648+04	-6.8061+04
KCAL/KG	-3789.3692	-3789.3692	-3720.2244	-3755.0169	-3777.9596
KCAL/HR	-1.8057+06	-1.0478+06	-3.4636+05	-1.4705+06	-1.4795+06

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.5039	-38.5039	-35.0659	-36.7243	-37.8952
CAL/GM-K	-2.1372	-2.1372	-1.9464	-2.0385	-2.1035

DENSITY:

MOL/CC	4.0837-02	4.0837-02	3.8630-02	3.9795-02	4.0502-02
GM/CC	0.7356	0.7356	0.6959	0.7169	0.7296
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 62
 PROJET
 STREAM SECTION

E174 EAU1 EAU1A S1 S2

STREAM ID	E174	EAU1	EAU1A	S1	S2
FROM :	C6	VANNI	SEPA1	----	SEPA1
TO :	SEPA1	C9	VANNI	SEPA1	SEPA2
CLASS:	MIXNCPSD	MIXNCPSD	MIXNCPSD	MIXNCPSD	MIXNCPSD
TOTAL STREAM:					
KG/HR	200.0000	150.0000	150.0000	100.3379	150.3379
KCAL/HR	-7.5788+05	-5.7015+05	-5.7015+05	4.9986+05	3.1556+05
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	LIQUID	LIQUID	MIXED
COMPONENTS: KMOL/HR					
LINALOL	0.0	0.0	0.0	2.0194-03	2.0194-03
DODECANE	0.0	0.0	0.0	1.2061-05	1.2061-05
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	1.4986-05	1.4986-05
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	9.2540-05	9.2540-05
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	4.1425-05	4.1425-05
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	11.1016	8.3262	8.3262	0.0	2.7754
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	11.1016	8.3262	8.3262	2.1804-03	2.7776
KG/HR	200.0000	150.0000	150.0000	0.3379	50.3379
L/MIN	4.5308	3.3711	3.3711	7.8003-03	1.7931
STATE VARIABLES:					
TEMP C	60.0739	50.0000	50.0000	30.0000	30.0686
PRES BAR	2.0000	1.5000	1.0132	1.0132	1.0132
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	8.1381-04
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.9991
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	-6.8267+04	-6.8475+04	-6.8476+04	-6.7852+04	-6.8873+04
KCAL/KG	-3789.3692	-3800.9595	-3800.9712	-437.8213	-3800.3524
KCAL/HR	-7.5788+05	-5.7015+05	-5.7015+05	-147.9452	-1.9130+05
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-38.5039	-39.1393	-39.1390	-237.1001	-40.5803
CAL/GM-K	-2.1372	-2.1725	-2.1725	-1.5299	-2.2391
DENSITY:					
MOL/CC	4.0837-02	4.1165-02	4.1164-02	4.6587-03	2.5816-02
GM/CC	0.7356	0.7415	0.7415	0.7220	0.4678
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	154.9774	18.1227
SUBSTREAM: NCPSD					
STRUCTURE: NON CONVENTIONAL					
COMPONENTS: KG/HR					
GRAIN	0.0	0.0	0.0	100.0000	100.0000
TOTAL FLOW:					
KG/HR	0.0	0.0	0.0	100.0000	100.0000
STATE VARIABLES:					
TEMP C	MISSING	MISSING	MISSING	30.0000	30.0686
PRES BAR	MISSING	1.5000	1.0132	1.0132	1.0132
VFRAC	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	0.0
LFRAC	MISSING	MISSING	MISSING	0.0	0.0
SFRAC	MISSING	MISSING	MISSING	1.0000	1.0000

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 69

PROJET STREAM SECTION

E22C E22D E23 E3 E33A

STREAM ID	E22C	E22D	E23	E3	E33A
FROM :	C	COND5	DIV7	COND1	M5
TO :	M5	M9	COND1	EC-1	HEATER2

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	5.5508	11.1016	111.0168	111.0168	294.1947
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	5.5508	11.1016	111.0168	111.0168	294.1947
KG/HR	100.0000	200.0000	2000.0000	2000.0000	5300.0000
L/MIN	2.2268	4.4386	43.9762	44.8328	118.5453

STATE VARIABLES:

TEMP C	37.8755	33.2397	20.0521	46.6799	43.7826
PRES BAR	2.0000	2.0000	2.0000	2.0000	2.0000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8726+04	-6.8822+04	-6.9095+04	-6.8544+04	-6.8604+04
KCAL/KG	-3814.8778	-3820.2058	-3835.3775	-3804.7619	-3808.0906
KCAL/HR	-3.8149+05	-7.6405+05	-7.6709+06	-7.6096+06	-2.0183+07

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-39.9310	-40.2420	-41.1538	-39.3532	-39.5416
CAL/GM-K	-2.2165	-2.2337	-2.2843	-2.1844	-2.1948

DENSITY:

MOL/CC	4.1545-02	4.1686-02	4.2075-02	4.1271-02	4.1362-02
GM/CC	0.7484	0.7509	0.7579	0.7435	0.7451
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 70
 PROJET
 STREAM SECTION

E3A E3B E3C E3D EAF

STREAM ID	E3A	E3B	E3C	E3D	EAF
FROM :	M9	EC-1	M6	HEATER2	COND6
TO :	M6	M9	M5	----	M8

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	122.1185	111.0168	288.6438	294.1947	11.8288
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	122.1185	111.0168	288.6438	294.1947	11.8288
KG/HR	2200.0000	2000.0000	5200.0000	5300.0000	213.1000
L/MIN	49.2450	44.8076	116.3186	116.6949	3.5667

STATE VARIABLES:

TEMP C	44.7895	45.9447	43.8962	22.0000	30.0000
PRES BAR	2.0000	2.0000	2.0000	1.0132	1.5000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8583+04	-6.8559+04	-6.8601+04	-6.9055+04	-6.8178+04
KCAL/KG	-3806.9338	-3805.6066	-3807.9601	-3833.1595	-3784.4326
KCAL/HR	-8.3754+06	-7.6113+06	-1.9802+07	-2.0316+07	-8.0647+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-39.4759	-39.4009	-39.5342	-41.0161	-38.6673
CAL/GM-K	-2.1912	-2.1870	-2.1944	-2.2767	-2.1463

DENSITY:

MOL/CC	4.1330-02	4.1294-02	4.1358-02	4.2018-02	5.5274-02
GM/CC	0.7445	0.7439	0.7450	0.7569	0.9957
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 71
 PROJET
 STREAM SECTION

EAU EAU1V EAU3 EAU3B EAU4

STREAM ID	EAU	EAU1V	EAU3	EAU3B	EAU4
FROM :	----	C9	FLASHE1 M2	FLASHE1	
TO :	POMPE1	FLASHE1	M2	COND6	----
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID
COMPONENTS: KMOL/HR					
LINALOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	26.4497	8.3262	6.6610	11.8288	1.6652
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	26.4497	8.3262	6.6610	11.8288	1.6652
KG/HR	476.5000	150.0000	120.0000	213.1000	30.0000
L/MIN	10.7943	3.3711	2352.0393	2378.0940	0.7137
STATE VARIABLES:					
TEMP C	60.0000	50.0000	113.4835	113.4834	113.4835
PRES BAR	1.0132	1.5000	1.5000	1.5000	1.5000
VFRAC	0.0	0.0	1.0000	0.5688	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	0.0	0.4311	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
CAL/MOL	-6.8268+04	-6.8475+04	-5.7066+04	-6.1415+04	-6.7153+04
KCAL/KG	-3789.4776	-3800.9595	-3167.6257	-3409.0473	-3727.5483
KCAL/HR	-1.8057+06	-5.7015+05	-3.8012+05	-7.2648+05	-1.1183+05
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-38.5080	-39.1393	-9.3140	-20.5631	-35.4037
CAL/GM-K	-2.1375	-2.1725	-0.5170	-1.1414	-1.9652
DENSITY:					
MOL/CC	4.0839-02	4.1165-02	4.7200-05	8.2901-05	3.8884-02
GM/CC	0.7357	0.7415	8.5033-04	1.4935-03	0.7005
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 72
 PROJET
 STREAM SECTION

EC2 EF EF1 EF3 EF5

STREAM ID	EC2	EF	EF1	EF3	EF5
FROM :	EC-4	----	DIV6	COND6	POMPE2
TO :	HEATER1	POMPE2	COND6	M6	DIV6

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPBRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	15.3480	294.1947	166.5253	166.5253	294.1947
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	15.3480	294.1947	166.5253	166.5253	294.1947
KG/HR	276.5000	5300.0000	3000.0000	3000.0000	5300.0000
L/MIN	6.4183	116.5344	65.9643	67.0737	116.5369

STATE VARIABLES:

TEMP C	88.2591	20.0000	20.0521	43.2412	20.0521
PRES BAR	1.9960	1.0132	2.0000	2.0000	2.0000
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.7681+04	-6.9097+04	-6.9095+04	-6.8615+04	-6.9095+04
KCAL/KG	-3756.8760	-3835.4625	-3835.3775	-3808.7126	-3835.3775
KCAL/HR	-1.0388+06	-2.0328+07	-1.1506+07	-1.1426+07	-2.0328+07

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-36.8176	-41.1571	-41.1538	-39.5770	-41.1538
CAL/GM-K	-2.0436	-2.2845	-2.2843	-2.1968	-2.2843

DENSITY:

MOL/CC	3.9855-02	4.2076-02	4.2075-02	4.1379-02	4.2075-02
GM/CC	0.7179	0.7580	0.7579	0.7454	0.7579
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 73

PROJET STREAM SECTION

ET ET1 ETV HI H17

STREAM ID	ET	ET1	ETV	HI	H17
FROM :	POMPE3	----	COLONNE	COLONNE	FLASHE2
TO :	M3	POMPE3	----	----	COND5

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID VAPOR

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	0.0	0.0	3.6360-10	1.6275-03	6.9478-08
DODECANE	0.0	0.0	9.0898-11	9.7213-06	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	3.1004-13	1.2079-05	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	3.2001-08	7.4555-05	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	4.0835-16	3.3389-05	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	0.0	0.0	0.0	0.0	0.2719
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.1160	0.1160	0.1154	5.8020-04	1.3810-11

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	0.1160	0.1160	0.1154	2.3375-03	0.2719
KG/HR	10.0000	10.0000	9.9500	0.3223	4.9000
L/MIN	0.2851	0.2851	0.2837	8.1310-03	74.8570

STATE VARIABLES:

TEMP C	25.2099	25.0000	25.0000	113.4434	119.7232
PRES BAR	2.0000	1.0132	1.0132	1.0132	1.9500
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	1.0000
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-4.7524+04	-4.7536+04	-4.7536+04	-5.6220+04	-5.7021+04
KCAL/KG	-551.4706	-551.6070	-551.6071	-407.6819	-3165.1612
KCAL/HR	-5514.7861	-5516.1500	-5488.5726	-131.4135	-1.5510+04

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-156.0496	-156.0773	-156.0773	-196.8552	-9.7148
CAL/GM-K	-1.8108	-1.8111	-1.8111	-1.4275	-0.5392

DENSITY:

MOL/CC	6.7817-03	6.7818-03	6.7818-03	4.7913-03	6.0558-05
GM/CC	0.5844	0.5844	0.5844	0.6607	1.0910-03
AVG MW	86.1771	86.1771	86.1771	137.9004	18.0153

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 74
 PROJET
 STREAM SECTION

H18 V14 V1L VIP VIPL

STREAM ID	H18	V14	V1L	VIP	VIPL	
FROM :	COND5	DECANTER	M10	HEATER1	E7	
TO :	---	COLONNE	M8	C8	M10	

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	6.9478-08	1.6275-03	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	9.7214-06	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	1.2079-05	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	7.4587-05	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	3.3389-05	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	0.2719	0.0	9.9082	15.3480	8.3262
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	1.3810-11	0.1160	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	0.2719	0.1178	9.9082	15.3480	8.3262
KG/HR	4.9000	10.2723	178.5000	276.5000	150.0000
L/MIN	8.2011-02	0.2909	3.0924	6.6381	3.5934

STATE VARIABLES:

TEMP C	30.0000	25.0055	94.6071	122.0000	120.0000
PRES BAR	1.9500	1.9500	1.9500	2.0000	1.9500
VFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8177+04	-4.7836+04	-6.7015+04	-6.6973+04	-6.7015+04
KCAL/KG	-3784.4155	-548.5543	-3719.8993	-3717.5475	-3719.8993
KCAL/HR	-1.8544+04	-5635.0198	-6.6401+05	-1.0279+06	-5.5799+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-38.6675	-157.1547	-35.1919	-34.9436	-35.0510
CAL/GM-K	-2.1463	-1.8021	-1.9534	-1.9396	-1.9456

DENSITY:

MOL/CC	5.5275-02	6.7484-03	5.3400-02	3.8535-02	3.8618-02
GM/CC	0.9958	0.5884	0.9620	0.6942	0.6957
AVG MW	18.0153	87.2035	18.0152	18.0152	18.0152

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 75
 PROJET
 STREAM SECTION

VIPS VIS V2PL V2PS V2S

STREAM ID	VIPS	VIS	V2PL	V2PS	V2S
FROM :	DIV9	C2	E8	DIV9	PIPE
TO :	E7	PIPE	M10	E8	DIV9

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: VAPOR VAPOR LIQUID VAPOR VAPOR

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
DODECANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	8.3262	9.9082	1.2489	1.2489	9.9082
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	8.3262	9.9082	1.2489	1.2489	9.9082
KG/HR	150.0000	178.5000	22.5000	22.5000	178.5000
L/MIN	2301.0580	2673.8078	0.5390	345.1587	2738.2590

STATE VARIABLES:

TEMP C	121.2912	122.0000	120.0000	121.2912	121.2912
PRES BAR	1.9500	2.0000	1.9500	1.9500	1.9500
VFRAC	1.0000	1.0000	0.0	1.0000	1.0000
LFRAC	0.0	0.0	1.0000	0.0	0.0
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-5.7008+04	-5.7003+04	-6.7015+04	-5.7008+04	-5.7008+04
KCAL/KG	-3164.4463	-3164.1644	-3719.8993	-3164.4463	-3164.4463
KCAL/HR	-4.7467+05	-5.6481+05	-8.3699+04	-7.1201+04	-5.6486+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-9.6817	-9.7184	-35.0510	-9.6817	-9.6817
CAL/GM-K	-0.5374	-0.5394	-1.9456	-0.5374	-0.5374

DENSITY:

MOL/CC	6.0308-05	6.1761-05	3.8618-02	6.0308-05	6.0308-05
GM/CC	1.0865-03	1.1126-03	0.6957	1.0865-03	1.0865-03
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152	18.0152

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 76
 PROJET
 STREAM SECTION

V3PL V3PS V55 V6 V7

STREAM ID	V3PL	V3PS	V55	V6	V7
FROM :	E9	DIV9	C1	CONDI	M3
TO :	M10	E9	CONDI	M3	DECANTER

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID VAPOR VAPOR LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	0.0	0.0	1.6276-03	1.6276-03	1.6276-03
DODECANE	0.0	0.0	9.7214-06	9.7214-06	9.7214-06
HUMULENE	0.0	0.0	1.2079-05	1.2079-05	1.2079-05
OCTANAL	0.0	0.0	7.4587-05	7.4587-05	7.4587-05
ACIDE-M	0.0	0.0	3.3389-05	3.3389-05	3.3389-05
CAMPHRE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H2O	0.3330	0.3330	5.4398	5.4398	5.4398
ACETATE-	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
PENTANE	0.0	0.0	0.0	0.0	0.1160

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	0.3330	0.3330	5.4415	5.4415	5.5576
KG/HR	6.0000	6.0000	98.2723	98.2723	108.2723
L/MIN	0.1437	0.1437	1498.6863	1.6441	1.9288

STATE VARIABLES:

TEMP C	120.0000	121.2912	120.0000	25.0000	25.0000
PRES BAR	1.9500	1.9500	1.9500	1.9500	1.9500
VFRAC	0.0	1.0000	1.0000	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	0.0	0.0	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.7015+04	-5.7008+04	-5.7015+04	-6.8267+04	-6.7834+04
KCAL/KG	-3719.8993	-3164.4463	-3157.0484	-3780.1248	-3481.9273
KCAL/HR	-2.2320+04	-1.8987+04	-3.1026+05	-3.7149+05	-3.7700+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-35.0510	-9.6817	-9.7592	-39.0305	-41.4708
CAL/GM-K	-1.9456	-0.5374	-0.5403	-2.1612	-2.1287

DENSITY:

MOL/CC	3.8618-02	6.0308-05	6.0515-05	5.5160-02	4.8022-02
GM/CC	0.6957	1.0865-03	1.0929-03	0.9961	0.9355
AVG MW	18.0152	18.0152	18.0595	18.0595	19.4817

ANNEXE 2

ASPEN PLUS VER: AXP-VMS REL: 9.2-1 INST: BRC-AXP 11/16/96 PAGE 77
 PROJET
 STREAM SECTION

V8 V99

STREAM ID V8 V99
 FROM : DECANTER EC-1
 TO : EC-1 FLASHE2

SUBSTREAM: MIXED

PHASE: LIQUID LIQUID

COMPONENTS: KMOL/HR

LINALOL	6.9480-08	6.9480-08
DODECANE	0.0	0.0
HUMULENE	0.0	0.0
OCTANAL	0.0	0.0
ACIDE-M	0.0	0.0
CAMPHRE	0.0	0.0
H2O	5.4398	5.4398
ACETATE-	0.0	0.0
PENTANE	1.3810-11	1.3810-11

TOTAL FLOW:

KMOL/HR	5.4398	5.4398
KG/HR	98.0000	98.0000
L/MIN	2.1622	2.1857

STATE VARIABLES:

TEMP C	25.0055	40.0000
PRES BAR	1.9500	1.9500
VFRAC	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0

ENTHALPY:

CAL/MOL	-6.8993+04	-6.8682+04
KCAL/KG	-3829.6764	-3812.4375
KCAL/HR	-3.7531+05	-3.7362+05

ENTROPY:

CAL/MOL-K	-40.8064	-39.7901
CAL/GM-K	-2.2651	-2.2086

DENSITY:

MOL/CC	4.1931-02	4.1479-02
GM/CC	0.7553	0.7472
AVG MW	18.0152	18.0152

ANNEXE 3

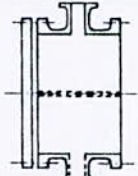
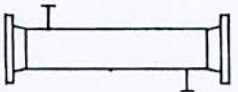
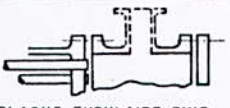
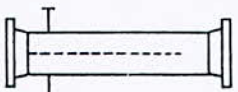
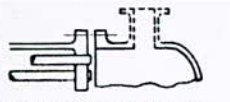
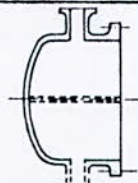
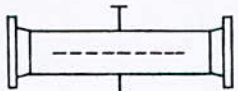
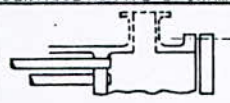
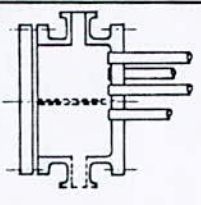
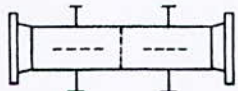
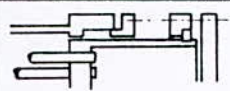
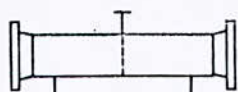
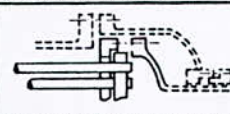
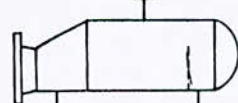
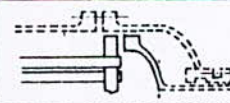
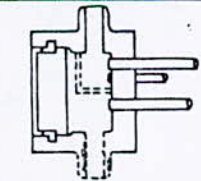
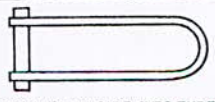
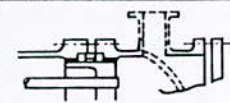
	TYPE DE CHAMBRE DE DISTRIBUTION	TYPE DE CALANDRE	TYPE DE TETE FLOTTANTE ET DE FOND DE CALANDRE		
A	 CHAMBRE AVEC COUVERCLE DÉMONTABLE	E	 UNE PASSE CALANDRE	L	 PLAQUE TUBULAIRE FIXE IDENTIQUE AU TYPE "A" CHAMBRE
		F	 DEUX PASSES CALANDRE AVEC CHICANE LONGITUDINALE	M	 PLAQUE TUBULAIRE FIXE IDENTIQUE AU TYPE "B" CHAMBRE
B	 CHAMBRE A FOND ET BRIDE MONOBLOC	G	 FLUX DIVISE	N	 PLAQUE TUBULAIRE FIXE IDENTIQUE AU TYPE "C" CHAMBRE
C	 FAISCEAU DÉMONTABLE PLAQUE TUBULAIRE FIXE CHAMBRE MONOBLOC AVEC PLAQUE TUBULAIRE ET COUVERCLE DÉMONTABLE	H	 DOUBLE FLUX DIVISÉ	P	 TETE FLOTTANTE AVEC PRESSE-ETOUPE EXTERIEUR
		J	 FLUX DIVISÉ A 2 SORTIES	S	 TETE FLOTTANTE AVEC COURONNE DE FIXATION EN 2 ÉLÉMENTS
		K	 REBOUILLEUR "TYPE CHAUDIÈRE"	T	 TETE FLOTTANTE A PASSAGE LIBRE
D	 FERMETURE SPÉCIALE POUR HP		U	 FAISCEAU TUBULAIRE AVEC TUBES EN ÉPINGLES "U"	
			W	 TETE FLOTTANTE AVEC JOINT TYPE "LANTERNE"	

Fig. A.III.4. — Désignation conventionnelle des échangeurs.

ANNEXE 3

TABLEAU V.1.4
DISPOSITION DES TUBES EN CARRÉ

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"				Tubes : 1 1/4" P = 1 9/16"			
		nombre de passes : n _c				nombre de passes : n _c				nombre de passes : n _c			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	26	20	20		16	14						
10	25,4	52	40	36		32	26	24		12	10		
12	30,5	76	68	68	60	45	40	38	36	24	22	16	16
13 1/4	33,7	90	82	76	70	56	52	48	44	30	30	22	22
15 1/4	38,7	124	116	108	108	76	68	68	64	40	37	35	31
17 1/4	43,9	166	158	150	142	112	96	90	82	53	51	48	44
19 1/4	48,9	220	204	192	188	132	128	122	116	73	71	64	56
21 1/4	54,0	270	246	240	234	166	158	152	148	90	86	82	78
23 1/4	59,1	324	308	302	292	208	192	184	184	112	106	102	96
25	63,5	394	370	356	346	252	238	226	222	135	127	123	115
27	68,6	460	432	420	408	288	278	268	260	160	151	146	140
29	73,7	526	480	468	456	326	300	294	286	188	178	174	166
31	78,8	640	600	580	560	398	380	368	358	220	209	202	193
33	83,8	718	688	676	648	460	432	420	414	252	244	238	226
35	88,9	824	780	766	748	518	488	484	472	287	275	268	258
37	94,0	914	886	866	838	574	562	544	532	322	311	304	293
39	99,0	1024	982	968	948	644	624	612	600	362	348	342	336

DISPOSITION DES TUBES EN TRIANGLE

D _c calandre		Tubes : 3/4" P = 15/16"				Tubes : 3/4" P = 1"				Tubes : 1" P = 1 1/4"			
		nombre de passes : n _c				nombre de passes : n _c				nombre de passes : n _c			
(in)	(cm)	2	4	6	8	2	4	6	8	2	4	6	8
8	20,3	32	26	24	18	30	24	24		16	16	14	
10	25,4	56	47	42	36	52	40	36		32	26	24	
12	30,5	98	86	82	78	82	76	74	70	52	48	46	44
13 1/4	33,7	114	96	90	86	106	86	82	74	66	58	54	50
15 1/4	38,7	160	140	136	128	138	122	118	110	86	80	74	72
17 1/4	43,9	224	194	188	178	196	178	172	166	118	106	104	94
19 1/4	48,9	282	252	244	234	250	226	216	210	152	140	136	128
21 1/4	54,0	342	314	306	290	302	278	272	260	188	170	164	160
23 1/4	59,1	420	386	378	364	376	352	342	328	232	212	212	202
25	63,5	506	468	446	434	452	422	394	382	282	256	252	242
27	68,6	602	550	536	524	534	488	474	464	334	302	296	286
29	73,7	692	640	620	594	604	556	538	508	376	338	334	316
31	78,8	822	766	722	720	728	678	666	640	454	430	424	400
33	83,8	938	878	852	826	830	774	760	732	522	486	470	454
35	88,9	1068	1004	988	958	938	882	864	848	592	562	546	532
37	94,0	1200	1144	1104	1072	1044	1012	986	870	664	632	614	598
39	99,0	1330	1258	1248	1212	1176	1128	1100	1078	736	700	688	672

ANNEXE 3

TABLEAU V.1.2
CARACTÉRISTIQUES DES TUBES D'ÉCHANGEURS

DIAMÈTRE EXTÉRIEUR (in et mm)	BWG	ÉPAISSEUR (mm)	DIAMÈTRE INTÉRIEUR (cm)	SECTION (cm ²)	SURFACE (m ² /m)		POIDS (kg/m)
					extérieure	intérieure	
1/2 in (12,7 mm)	14	2,10	0,848	0,565	0,0399	0,0266	0,600
	16	1,65	0,940	0,694		0,0295	0,490
	18	1,24	1,021	0,819		0,0321	0,384
3/4 in (19,05 mm)	10	3,40	1,224	1,177	0,0598	0,0384	1,436
	12	2,77	1,351	1,434		0,0424	1,216
	14	2,10	1,483	1,727		0,0466	0,963
	16	1,65	1,575	1,948		0,0495	0,774
	18	1,24	1,656	2,154		0,0520	0,597
1 in (25,4 mm)	10	3,40	1,859	2,714	0,0798	0,0584	2,024
	12	2,77	1,986	3,098		0,0624	1,696
	14	2,10	2,118	3,523		0,0665	1,324
	16	1,65	2,210	3,836		0,0694	1,057
	18	1,24	2,291	4,122		0,0720	0,811
1 1/4 in (31,75 mm)	10	3,40	2,494	4,885	0,0997	0,0783	2,604
	12	2,77	2,616	5,375		0,0822	2,158
	14	2,10	2,743	5,909		0,0862	1,682
	16	1,65	2,845	6,357		0,0894	1,340
	18	1,24	2,921	6,701		0,0918	1,024
1 1/2 in (38,1 mm)	10	3,40	3,124	7,665	0,1197	0,0981	3,185
	12	2,77	3,251	8,300		0,1021	2,634
	14	2,10	3,378	8,962		0,1061	2,039
	16	1,65	3,480	9,512		0,1093	1,622
	18	1,24	3,556	9,931		0,1171	1,237

ANNEXE 3

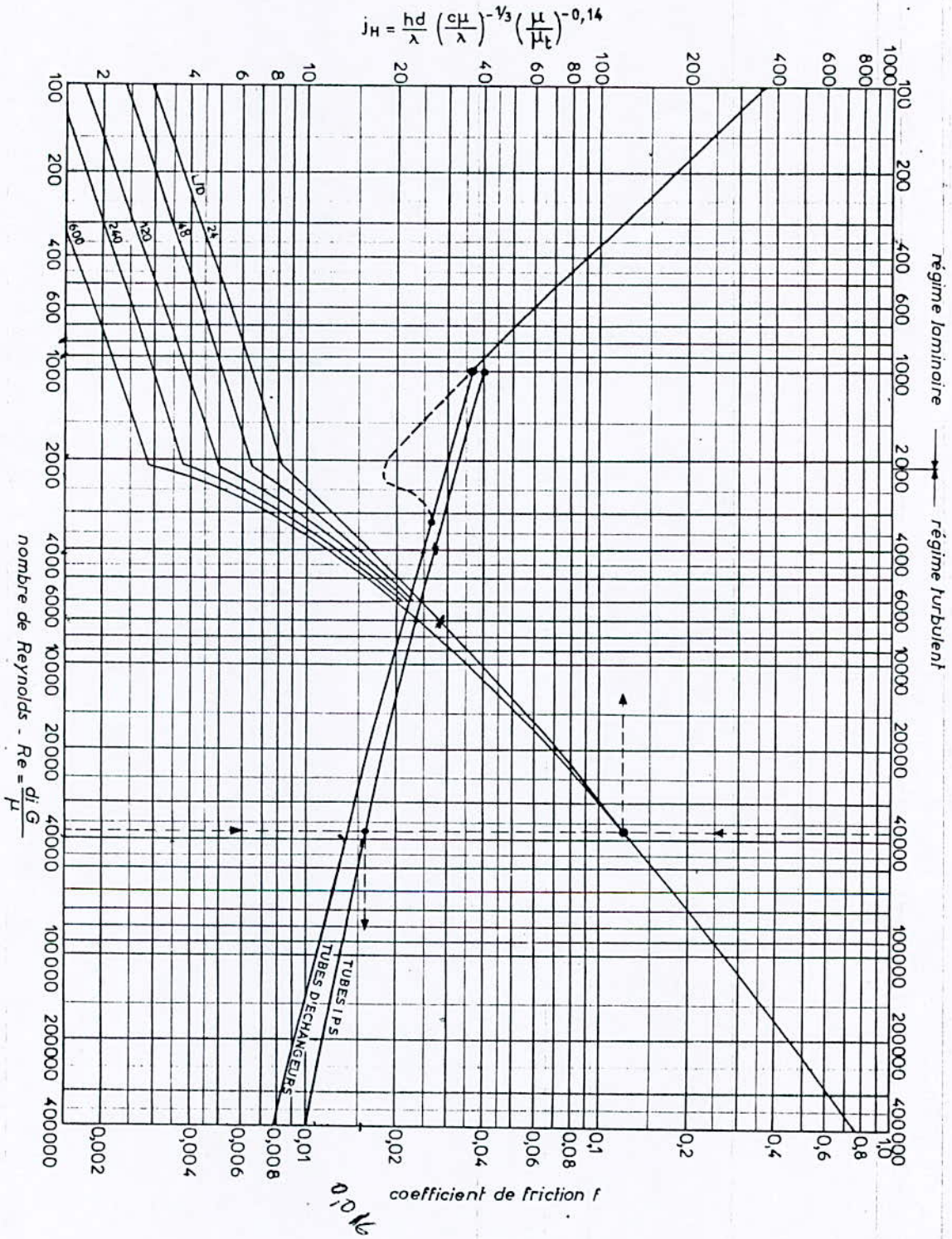


Fig. V.1.20. — Coefficient de transfert et coefficient de friction en fonction du nombre de Reynolds, à l'intérieur des tubes.

ANNEXE 4

TABLEAU V.4.1
CARACTÉRISTIQUES DES ANNEAUX RASCHIG

MATÉRIAU	DIMENSION		ÉPAISSEUR DE LA PAROI (mm)	NOMBRE D'ÉLÉMENTS PAR m ²	POIDS SPÉCIFIQUE APPARENT (kg/m ³)	SURFACE SPÉCIFIQUE (m ² /m ³)	FRACTION DE VIDE (%)
	(in.)	(mm)					
Céramique ou porcelaine	4	102	11	800	600	50	75
	3	76	9,5	1 900	650	70	75
	2	51	6,5	6 000	650	95	75
	1 1/2	38	6,5	15 000	700	130	68
	1	25	3	48 000	700	200	73
	3/4	19	2,5	100 000	700	240	72
	1/2	13	2,5	370 000	800	370	64
	3/8	9,5	1,5	900 000	800	500	65
	5/16	8	1	1 500 000	800	600	72
	1/4	6,3	0,8	3 000 000	800	800	70
Acier	3	76	1,6	1 900	450	70	94
	2	51	1,2	6 000	460	100	94
	1 1/2	38	0,9	15 000	480	140	94
	1	25	0,7	48 000	560	210	93
	3/4	19	0,6	100 000	580	270	93
	1/2	13	0,5	370 000	700	400	91
	3/8	9,5	0,5	900 000	930	600	88
	5/16	8	0,5	1 500 000	930	600	88
	1/4	6,3	0,5	3 000 000	1 400	800	82

TABLEAU V.4.4
COEFFICIENTS α ET β POUR LE CALCUL DE LA PERTE DE CHARGE

GARNISSAGE					α	β
TYPE	DIMENSION		ÉPAISSEUR DE LA PAROI (mm)	FRACTION DE VIDE (%)		
	(in.)	(mm)				
Anneaux Raschig en céramique	3	76	9,5	75	0,74	0,031
	2	51	6,5	75		
	1	25	3	73		
	1/2	13	2,5	64		
Anneaux Raschig en acier	2	51	1,2	94	0,95	0,03
	1 1/2	38	0,9	94		
	1	25	0,7	93		
Anneaux Pall en céramique	2	51	5	78	0,55	0,025
	1	25	3	73		
Anneaux Pall en acier	2	51	1	95	0,25	0,025
	1 3/8	35	0,8	95		
	1	25	0,6	94		
Selles de Berl	1 1/2	38		75	0,6	0,03
	1	25		70		
	1/2	13		65		
Selles Intalox	1 1/2	38		74	0,55	0,03
	1	25		75		
	3/4	19		73		
	1/2	13		73		

ANNEXE 4

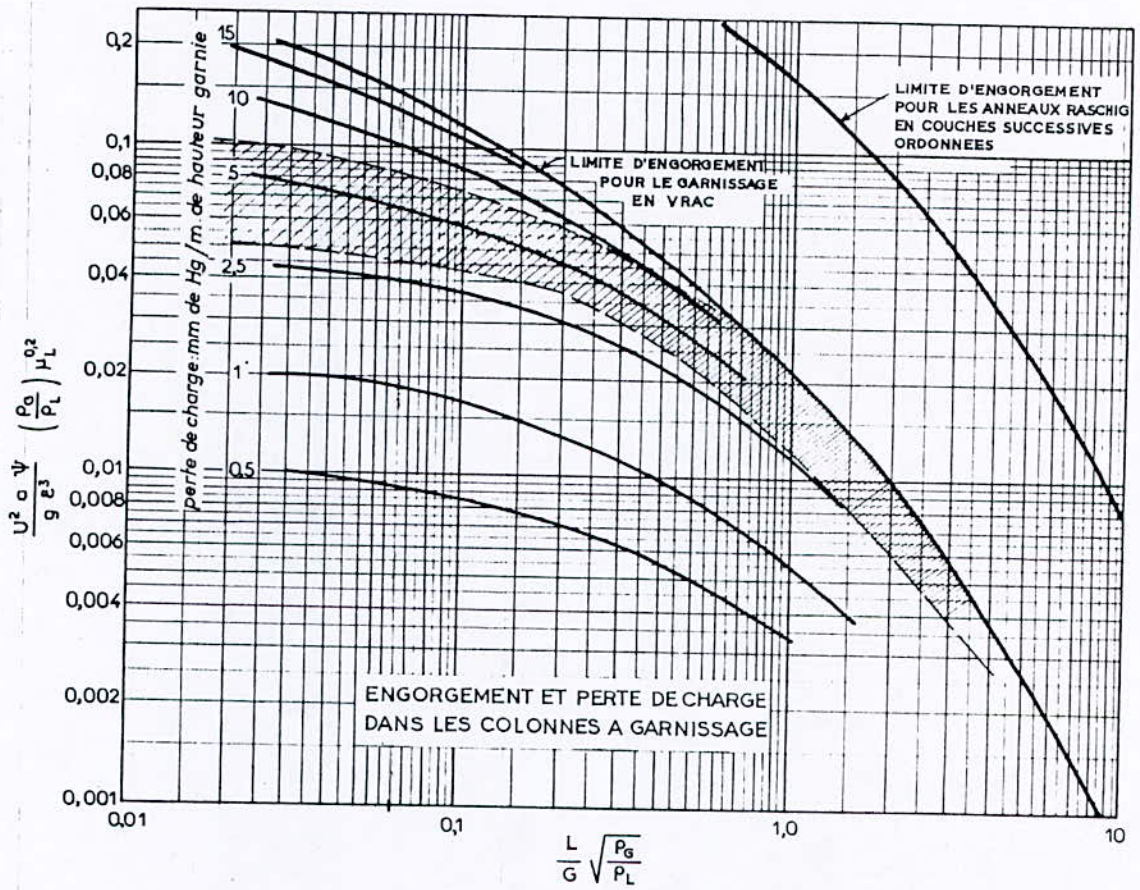


Fig. V.4.4.

ANNEXE 5

DISCIPLINE	RATIO(MATERIAL) PERCENTAGE	MATERIAL COST(\$)	RATIO(LABOR) PERCENTAGE	TOTAL COST(\$)
1- PROCESS EQUIPMENT	100	245000	3,75	9187,5
2- SITE PREPARATION	1,75	4287,5	0,5	21,4375
3- SITE IMPROVEMENT	2,75	6737,5	1,5	101,0625
4- CONCRETE	7,5	18375	9	1653,75
5- STRUCTURAL STEEL	11,5	28175	4	1127
6- BUILDINGS	4	9800	3,5	343
7- UNDERGROUND PIPING	4	9800	2,75	269,5
8- ABOVEGROUND PIPING	37	90650	24	21756
9- UNDERGROUND ELECT	0,4	980	0,2	1,96
10-ABOVEGROUND ELECT	15	36750	6,5	2388,75
11-INSTRUMENTATION	22	53900	3,25	1751,75
12-INSULATION	7,5	18375	4,5	826,875
13-PAINTING	2,5	6125	2,75	168,4375
14-PAVING	1	2450	0,5	12,25
15-PRORATABLES	1	2450	2	49
TOTAL DIRECT COST		533855		39658,2725
CONSTRUCTION EQUIPMENT	PERCENT OF LABOR COST	COT(\$)		
Rental or purchase	15	5948,740875		
Service labor	4	1586,3309		
Fuel ,oil,grease,supplies	12	4758,9927		
TOTAL COST(\$)		12294,06448		
OVERHEAD AND INDIRECT	PERCENT OF	COST(\$)		

LABOR COST			
Salaried Indirect	10	3965,82725	
Office hourly indirects	6	2379,49635	
Field hourly indirects	5	1982,913625	
Temporary construction facilities	15	5948,740875	
Burdens and Benefits	27	10707,73358	
Small tools and consumables	7	2776,079075	
Other indirects	15	5948,740875	
TOTAL COST(\$)		33709,53163	
ITEM	PERCENT OF MATERIAL	COST(\$)	
Freight	12	64062,6	
Insurance and duties	2	10677,1	
TOTAL COST (\$)		74739,7	
SUBTOTAL		694256,5686	
HOME OFFICE SERVICES	PERCENT OF TOTAL DIRECT AND INDIRECT	COST(\$)	
Engineering/Design services	12	83310,78823	
Construction services	0,2	149,4794	
Project generale management	1,1	822,1367	
TOTAL COST (\$)		84282,40433	
TOTAL COST		778538,9729	
The method used to estimate this project is the ratio conceptual estimate, it is based on the known total process material cost and that applies weighted percentages against the cost to achieve the cost of all other major disciplines of work.			

