



**UNIVERSITE D'ANTANANARIVO**  
**ECOLE SUPERIEURE POLYTECHNIQUE**



*Premier  
Partenaire  
des Professionnels*

---

**Département : Génie Chimique**

---

**MEMOIRE DE FIN D'ETUDES POUR L'OBTENTION DU DIPLOME D'INGENIEUR  
EN GENIE CHIMIQUE**

Contribution à la production d'alcool

Conception et réalisation d'une unité de distillation

*Conception et réalisation d'une unité de distillation*

*Contribution à la production d'alcool*

**Présenté par :**

ANDRIANJAFIARISAONA Israely Ratovonavalonarivo

Année universitaire : 2007 - 2008





**UNIVERSITE D'ANTANANARIVO**  
**ECOLE SUPERIEURE POLYTECHNIQUE**



*Premier  
Partenaire  
des Professionnels*

---

**Département : Génie Chimique**

---

**MEMOIRE DE FIN D'ETUDES POUR L'OBTENTION DU DIPLOME D'INGENIEUR  
EN GENIE CHIMIQUE**

Contribution à la production d'alcool

Conception et réalisation d'une unité de distillation

*CONCEPTION ET REALISATION D'UNE UNITE DE DISTILLATION*  
*CONTRIBUTION A LA PRODUCTION D'ALCOOL*

**Jury:**

Président du Jury : RANDRIANOELINA Benjamin

Rapporteur : RAKOTOMAMONJY Pierre

Examineurs : ANDRIANARY Philippe

RANDRIANA Richard

RABIBISOA Daniel

**Soutenu le 13 Février 2009**

*“Misaora an’i Jehovah, ry fanahiko ; Ary izay rehetra ato  
anatiko, misaora ny anarany masina.”*

*Salamo 103:1*

*“Matokia an’I Jehovah amin’ny fonao rehetra, fa aza  
miankina amin’ny fahalalanao.”*

*Ohabolana 3:5*

# Remerciements

---

Je rends grâce à Dieu l'éternel pour le temps, le courage, la force et la santé qu'il m'a donné afin de parvenir à l'achèvement de ce mémoire.

Le présent travail n'aurait pu être réalisé sans la collaboration étroite, l'aide précieuse, l'appui moral et matériel de nombreuses personnes auxquelles je souhaite adresser ma reconnaissance.

Je tiens vivement à remercier :

- Monsieur RAMANANTSIZEHENA Pascal, Professeur titulaire et Directeur de l'École Supérieure Polytechnique d'Antananarivo, qui m'a permis d'effectuer mes études au sein de son établissement.
- Monsieur RANDRIANOELINA Benjamin, Professeur titulaire au Département Génie Chimique, qui me fait l'honneur de présider le jury de ce mémoire.
- Monsieur ANDRIANARY Philippe, Professeur et chef du Département Génie chimique.
- Monsieur RANDRIANA Richard, Maître de conférences.
- Monsieur RABIBISOA Daniel, Maître de conférences.

Je tiens également à exprimer ma profonde gratitude et mon plus grand respect à :

- Monsieur Pierre RAKOTOMAMONJY, Maître de conférences à l'École supérieure Polytechnique d'Antananarivo et Chef du Département 1<sup>er</sup> Cycle, mon directeur de mémoire.

Grâce à eux, j'ai pu mener à son terme mon mémoire. Ils m'ont donné sans compter leur temps, leurs conseils et leurs encouragements. Ma reconnaissance envers eux est profonde.

Je suis particulièrement reconnaissant à toutes les équipes du Bloc Technique Ankatso et Vontovorona pour m'avoir prêté main forte pendant la confection de l'alambic. Qu'ils puissent trouver à travers ces quelques lignes mes sincères remerciements.

C'est aussi avec une joie profonde que j'adresse mes sincères remerciements à tous mes enseignants, à mes parents et ma famille toute entière, mes amis pour l'encouragement, leurs soutiens ainsi que leurs précieux aides et conseils.

## Liste des symboles

Symbole	Signification
%	Pourcent
°C	Degré Celsius
°GL	Degré Gay - Lussac
Ar	Ariary
atm	Atmosphère
cal	Calorie
g	Gramme
h	Heure
HL	Hectolitre
J	Joule
K	Degré Kelvin
Kcal	Kilocalorie
Kg	Kilogramme
L	Litre
m <sup>2</sup>	Mètre carré
m <sup>3</sup>	Mètre cube
mg	Milligramme
mL	Millilitre
mn	Minute
t	Tonne
W	Watt

## Liste des abréviations

Abréviation	Signification
ADP	Adénosine diphosphate
ATP	Adénosine triphosphate
BFR	Besoin en fond de roulement
CA	Chiffre d'affaire
CaF	Cash - Flow
CF	Capital fixe
CIL	Coût en investissement limite
CP	Coût de production
DRCI	Durée de récupération du coût d'investissement
HEPT	Hauteur équivalent des plateaux théoriques
IG	Installation générale
IP	Indice de profitabilité
NDAH	Nicotinamide – dinucléotide - hydrogène
NET	Nombre d'étage théoriques
NPR	Nombre de plateaux réels
POT	Pay out time
TRI	Taux de rentabilité interne
VAN	Valeur actuelle nette

## Liste des figures

---

Figure 1 : Levure de bière ( <i>source : [I-D]</i> ) .....	8
Figure 2 : Résumé de la Fermentation ( <i>source : [II-C]</i> ) .....	11
Figure 3 : Température d'un mélange binaire en fonction de sa composition ( <i>source : [III-A]</i> ) .....	13
Figure 4 : Diagramme de phase pour l'éthanol et l'eau ( <i>source [III-G]</i> ) .....	15
Figure 5 : Montage d'une distillation simple au laboratoire .....	17
Figure 6 : Colonne de rectification.....	18
Figure 7 : Bilan matière sur une colonne de rectification discontinue.....	22
Figure 8 : Construction de Mc Cabe et Thiele.....	24
Figure 9 : Bilan matière sur une colonne de rectification continue .....	29
Figure 10 : Construction de Mc Cabe et Thiele.....	30
Figure 11 : Flux de chaleur à travers 3 surfaces.....	33
Figure 12 : Paroi cylindrique .....	34
Figure 13 : Transmission de chaleur par convection .....	35
Figure 14 : Tube cylindrique .....	36
Figure 15 : Circulation de fluide à travers des tubes .....	38
Figure 16 : Corps subissant un rayonnement .....	39
Figure 17 : Circulation à courant parallèles/ Variation de température .....	41
Figure 18 : Variation à contre – courant/ Variation de température .....	42
Figure 19 : Coque mince subissant une pression.....	44
Figure 20 : Inventaire des forces sur un cylindre.....	46
Figure 21 : Principe de Rhuston .....	46
Figure 22 : Cône soumis à une pression intérieure .....	48
Figure 23 : Plan de conception de l'alambic .....	53
Figure 24 : Travaux de découpage des tôles.....	58
Figure 25 : Installation en cas d'extraction d'huiles essentielles.....	61
Figure 26 : Distillation au laboratoire .....	64

Figure 27 : Etapes lors des essais pilotes .....	66
Figure 28 : Installation de l'alambic .....	68
Figure 29 : Histogramme des résultats de la distillation .....	69
Figure 30 : Installation du rectificateur.....	70
Figure 31 : Histogramme de la rectification .....	72
Figure 32 : Plan de production à grande échelle .....	75
Figure 33 : Chambre de maturation des bananes .....	77
Figure 34: Unité de presse en continue.....	79
Figure 35 : Cuve de fermentation .....	80
Figure 36 : Flow - Sheet.....	82
Figure 37 : Documents avant financement par variante et par stratégie à financer .....	89
Figure 38 : Région de Toamasina .....	97

## Liste des tableaux

Tableau 1 : Propriétés physiques de l'alcool .....	3
Tableau 2: Solubilité de l'alcool .....	3
Tableau 3: Injection d'alcool dans l'organisme .....	4
Tableau 4 : Humidité de levure.....	9
Tableau 5 : Analyse sur levure fraîche et levure sèche.....	9
Tableau 6 : Influence du taux de reflux .....	26
Tableau 7 : Composition du bois combustible.....	54
Tableau 8 : Pouvoir calorifique .....	55
Tableau 9 : Conditions normales .....	55
Tableau 10 : Liste des matériaux utilisés .....	56
Tableau 11 : Matériaux utilisés.....	60
Tableau 12 : Taux d'alcool en fonction du sucre ajouté .....	62
Tableau 13 : Composition du vin de banane .....	63
Tableau 14 : Expériences au laboratoire .....	64
Tableau 15 : Résultat des expériences au laboratoire.....	65

Tableau 16 : Résultat de la distillation simple .....	69
Tableau 17 : Manipulation et résultats du rectificateur pilote.....	71
Tableau 18 : Résultats de la rectification.....	72
Tableau 19 : Résultats des expériences pilotes .....	73
Tableau 20 : Composants principaux (g/100g) .....	78
Tableau 21 : Eléments minéraux (mg/100g).....	78
Tableau 22 : Vitamines dans la banane (mg/100g) .....	78
Tableau 23 : Production par semaine .....	85
Tableau 24 : Devis de l'alambic.....	85
Tableau 25 : Consommation par semaine de l'unité pilote.....	86
Tableau 26 : Exportation.....	88
Tableau 27 : Importation .....	88
Tableau 28 : Coût des appareillages à grande échelle.....	90
Tableau 29 : Coût des infrastructures.....	91
Tableau 30 : Coût de l'investissement limite.....	91
Tableau 31 : Chiffre d'affaire annuel .....	92
Tableau 32 : Coût total de l'investissement .....	92
Tableau 33 : Coûts fixes .....	93
Tableau 34 : Consommation en matières premières .....	93
Tableau 35 : Consommation en eau et électricité.....	94
Tableau 36 : Salaire des personnels.....	94
Tableau 37 : Calcul de la VAN .....	95
Tableau 38 : Discussion économique.....	96

---

# Sommaire

## **Introduction**

## **Première partie : Etudes bibliographiques**

Chapitre I : Généralité sur l'alcool éthylique

Chapitre II : Les matières premières de la distillerie

Chapitre III : La fermentation alcoolique

Chapitre IV : La distillation

Chapitre V : Transmission de chaleur

Chapitre VI : Echangeur de chaleur

Chapitre VII : Résistance des matériaux

## **Deuxième partie : Etudes expérimentales**

Chapitre I : Conception et réalisation d'un alambic

Chapitre II : Essais en laboratoire

Chapitre III : Essais à l'échelle pilote

Chapitre IV : Projet de production à grande échelle

## **Troisième partie : Evaluation économique et environnementale**

Chapitre I : Evaluation économique

Chapitre II : Evaluation des impacts environnementaux

## **Conclusion**

# Introduction

Le plus souvent, on attribue aux Arabes la première production de l'alcool par distillation. Cependant, les Egyptiens, bien avant eux, créèrent l'alambic sous le nom de « trivique ».

La fabrication d'alcool est donc une activité qui avait existé depuis des siècles. Sa méthode de fabrication évolue dans le temps et dans l'espace. Actuellement, il en existe plusieurs méthodes de fabrication ou de synthèse de l'alcool mais la plus utilisée est la méthode par fermentation.

Plusieurs matières peuvent être fermentées pour produire de l'alcool mais la plus facile c'est la fermentation des matières sucrées.

Notre grande île offre une variété de ressources végétales, plus particulièrement en matières sucrées. Il vient alors l'idée de production d'alcool, notamment du vin, de l'éthanol à 40°GL et de l'éthanol hydraté.

Notre département dispose en ce moment d'une colonne de rectification capable de produire de l'éthanol hydraté à 90°GL à partir d'éthanol à environ 40°GL. Pour pouvoir en fabriquer, il nous est nécessaire de concevoir un alambic pour distiller des produits de fermentation.

Notre travail consistera donc à concevoir un alambic capable de produire de l'éthanol (40°GL) pour alimenter la colonne de rectification. Ainsi, notre département aura la capacité de produire 3 produits alcooliques : Vin ; éthanol à 40°GL; éthanol hydraté. Pendant ce travail, nous utiliserons des bananes comme matières premières.

Cet ouvrage sera composé de trois parties dont la première est le résultat des recherches et études théoriques selon la bibliographie nécessaire tout au long de nos travaux. La deuxième sera les expériences, les modes opératoires et les résultats qu'on a trouvés. Dans cette partie se trouvera aussi l'aperçue de notre projet de production à grande échelle. La dernière partie concerne les évaluations économiques et environnementales du projet.

# ***Première partie:***

# ***Etudes bibliographiques***

# Chapitre I : Généralité sur l'alcool éthylique

L'éthanol, ou alcool éthylique est un alcool possédant la structure semi-développée suivante :



L'éthanol est usuellement désigné par l'abréviation EtOH.

On l'appelle souvent simplement « alcool », car l'éthanol est l'alcool qu'on trouve dans toutes les boissons alcoolisées.

## I. Propriétés physiques

C'est un liquide très mobile et incolore. Il devient visqueux à  $-80\text{ }^{\circ}\text{C}$  et se congèle aux environs de  $-130\text{ }^{\circ}\text{C}$ .

**Tableau 1 : Propriétés physiques de l'alcool**

<b>Température d'ébullition</b>	78,35 °C à 1atm
<b>Densité</b>	0,806025 à 0°C
<b>Densité (15/15) légale</b>	0,79433
<b>Chaleur spécifique</b>	0,615 à 20°C
<b>Chaleur latente</b>	209 calories

Source [I-D]

**Tableau 2: Solubilité de l'alcool**

Solubilité dans				
Eau	Alcool	Ether	Acétone	Benzène
Soluble en toute proportion	Soluble			

Source [II-A]

L'alcool absolu est un solvant parfait pour de très nombreux corps organiques : éthers-sels, carbures, cétones, etc.

On peut obtenir 97,1% en volume par rectification

## II. L'alcool et l'industrie chimique

On peut citer de nombreuses utilisations de l'alcool en industrie chimique, notamment :

- Préparation de l'éther ordinaire, des esters éthyliques, du plomb tétra – éthyle.
- Préparation de l'éthylène et de toutes ces dérivées
- fabrication des fulminates
- Fabrication d'alcool propylique secondaire, de son oxyde, du butanol
- Production d'aldéhyde et de ses dérivés, de l'anhydride acétiques, d'acétones, etc....
- Production de chloral, de chloroforme, de bromoforme, d'iodoforme, etc.
- L'alcool est également une matière première intéressante pour la fabrication de caoutchoucs
- Actuellement, il sert surtout de matière première de fabrication de « bioéthanol et biodiesel »

## III. Alcool de bouche

### 1. Aliment dynamogène :

Comme le sucre et les hydrates de carbone, l'alcool génère 7,10 calories par gramme alors que l'amidon n'en dégage que 4 calories et le glucose 3,37 calories.

Cependant, l'alcool n'a pas de valeur pour le fonctionnement et l'entretien de l'organisme. Il est seulement thermo génétique.

Voici les résultats d'une expérimentation concernant l'absorption d'une quantité d'alcool dans l'organisme.

**Tableau 3: Absorption d'alcool dans l'organisme**

Quantité d'alcool ingéré	51,84 g
Quantité d'alcool rejeté par l'urine	0,25 g
Quantité d'alcool oxydé par l'organisme	51,58 g
Calories représentées par cette quantité	361,2 cal
Production calorifique horaire avant injection	366,21 cal
Production calorifique total après injection	879,73 cal
Production calorifique calculé s'il n'y avait pas eu d'injection	554,8 cal
Extra-chaaleur due à l'injection	345,25 cal

Source [I-D]

## 2. Toxicité des alcools

Dangers :

- Poison léger
- Inflammable – combustible
- Irritant pour les yeux, la peau et le poumon

Dès qu'il y a excès de consommation, le phénomène d'ivresse apparaît et l'alcool peut devenir toxique.

- La dose mortelle d'alcool éthylique est de 6 g/Kg.
- L'alcool méthylique coagule les albumines provoquant ainsi une irritation des muqueuses. Il attaque aussi les systèmes nerveux, le foie, le poumon, le rein.
- Le méthanol dans l'alcool provoque des douleurs musculaires et des crampes et il peut aussi se transformer en formol si l'alcool méthylique n'est pas entièrement brûlé dans l'organisme.
- Les plus graves intoxications fréquemment observés sont dus à l'élimination trop lente du méthanol.

## IV. Dénaturation des alcools

### 1. But de la dénaturation :

Le but de la dénaturation c'est de rendre impropre à la consommation les alcools destinés aux usages ménagers et industriels.

### 2. Principe :

La dénaturation doit contenir 3 qualités principales :

- Il doit être un infectant, donnant au produit un goût et une odeur qui prohibe sa consommation
- Il doit aussi constituer un test, c'est-à-dire un témoin que l'on puisse identifier facilement
- Le dénaturant ne doit pas être un constituant normal des alcools

Comme dénaturant, on utilise souvent :

- Le méthylène
- Des bases pyridiques

Il arrive aussi qu'on colore les alcools à usage ménager.

## Chapitre II : Les matières premières de la distillerie

L'alcool peut être produit par synthèse à partir de plusieurs réactifs. De nos jours, il est surtout produit par fermentation des sucres :

On classe les matières premières comme suit :

### 1. Matières sucrées :

Contenant des sucres fermentescibles ou conduisant par hydrolyse à des sucres fermentescibles. Ce sont en général :

- Les fruits
- Les racines sucrées : les betteraves
- Les tiges : canne à sucre ; sorgho ; maïs ;....
- Les tubercules : topinambour
- Les feuilles : agaves

Il arrive parfois qu'on ajoute du sucre à la matière première pour améliorer le rendement.

### 2. Matières amylacées :

Contenant de l'amidon, qui sous l'action d'une solution acide ou de diastase peut être hydrolysé et transformé en glucose ou maltose qui sont fermentescibles. Ce sont :

- Les grains
- Certains tubercules et rhizomes : pomme de terre ; manioc ;....

### 3. Matières cellulosiques :

Contenant des celluloses qui, par hydrolyse, conduisent aussi à des glucoses fermentescibles : bois ; tiges annuelles ; résidus végétaux...

On constate que les matières sucrées sont les plus faciles à travailler, il suffit d'une extraction de sucre soluble dans l'eau pour préparer le moût alors que les matières amylacées exigent, pour leur hydrolyse, l'emploi de procédés spéciaux, conduisant en général à un accroissement des frais de fabrication, de la dépense en combustible, et de l'appareillage.

De plus, les matières amylacées sont au premier chef alimentaires.

En outre, les matières cellulosiques exigent une technique encore plus délicate pour leur saccharification.

## Chapitre III : La fermentation alcoolique

### 1. Objectif :

Il consiste à transformer les sucres fournis par l'unité de fermentation en éthanol.

### 2. Réaction :

Pendant la réaction, on observe la transformation des sucres en alcool, en gaz carbonique et un dégagement de chaleur.

Cas de la fermentation éthylique :



### 3. Définitions :

#### a. Moût

On appelle moût le liquide contenant une quantité suffisante de nutriments indispensables à la vie de la levure.

#### b. Nutriments

On appelle nutriment les aliments simples qui peuvent être assimilés directement par l'organisme sans modification.

#### c. Ferments

D'une façon générale, les ferments sont des substances produites par les cellules vivantes (levures) et agissent en catalyseur lors de la réaction de fermentation.

Les ferments sont aussi dénommés « enzymes » ou « diastases ». Ce sont de véritables catalyseurs biochimiques provenant :

- des cellules végétales
- des grains en germination « malt » utilisés pour saccharifier l'amidon
- des micro-organismes

## 4. Levures :

La levure est un protiste eucaryote généralement unicellulaire appartenant au règne fongique (champignons).

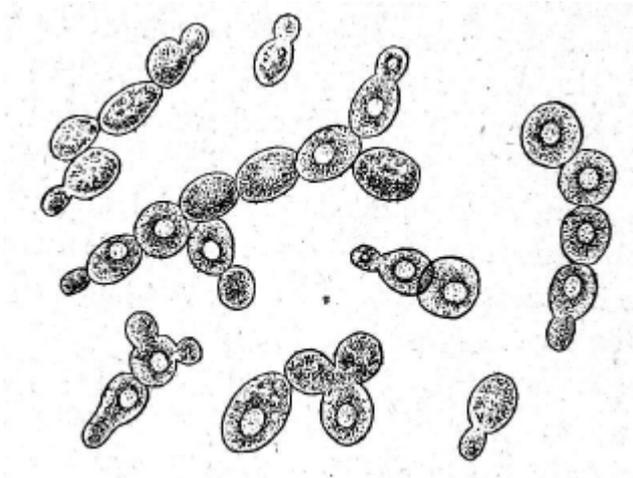


Figure 1 : Levure de bière (source : [I-D])

Plusieurs types de levures sont connues de part le monde mais c'est le *Saccharomyces cerevisiae* qui nous intéresse le plus à cause de ses nombreux avantages :

- C'est le plus utilisé
- Facile à se procurer
- Pas cher
- Taux de production en alcool de 65 % environ
- Assez résistant
- Production d'alcool à une température presque ambiante (20 à 25 °C)
- Possibilité de produire jusqu'à 13°GL d'alcool

La levure présente 2 existences possibles :

**La vie aérobie :** pendant la quelle la levure se développe en donnant peu d'alcool, mais en se multipliant.

**La vie anaérobie :** pendant la quelle la levure transforme le sucre en alcool en ne donnant que peu de cellules nouvelles. C'est ce qu'on doit chercher pour trouver le maximum de rendement en alcool.

Une analyse qualitative et quantitative d'un échantillon de levure donne les résultats suivants :

**Tableau 4 : Humidité de levure**

<b>Matière sèche</b>	32 %
<b>Eau</b>	62 %

Source [II-B]

**Tableau 5 : Analyse sur levure fraîche et levure sèche**

	Levure fraîche	Levure sèche
<b>Glucide</b>	46 %	15 %
<b>Protide</b>	43 %	13 %
<b>Lipide</b>	3 %	1 %
<b>Autres composants minéraux</b>	8 %	3 %

Source [II-B]

On peut déduire de la composition des levures ci-dessus les besoins nutritifs des cellules et appréhender la composition d'un moût convenable à élaborer.

On peut classer les aliments d'origine organique en trois groupes :

- Les glucides ou produits sucrés (hydrates de carbone)
- Les protides ou matières azotées
- Les lipides ou matières grasses

#### a. Les glucides

Ils apportent à la cellule un aliment indispensable, fournisseur d'énergie, qui est le carbone. Il s'agit de la grande famille de sucre : glucose ; amidon ;...

#### b. Les protides

Ils fournissent de l'azote qui est le matériau constitutif de la cellule. Ils sont constitués d'acides aminés qui se lient pour donner des peptides, polypeptides, protéines.

Seuls les acides aminés seront assimilables par la levure.

#### c. Les lipides

Les lipides présents dans la levure sont sécrétés par la cellule elle-même et il est recommandé d'éliminer les matières grasses, puissantes anti-mousse, présentes dans le moût.

#### d. Autre aliment : le bios (sels et divers)

Ce dernier réunit l'ensemble d'éléments minéraux et organiques indispensables à la nutrition de la cellule. Ce sont des oligo-éléments (ion de phosphore, soufre, sodium, potassium, fer, cuivre, etc...), des vitamines et des facteurs de croissances non synthétisables par la levure.

## 5. Conditionnement de la fermentation :

Pour que la reproduction des cellules et la fermentation se déroule normalement, il faut que le moût présente :

- Une acidité convenable : pH 4 à 6
- Température adéquate avec le type de levure :
  - Levures à fermentation basse : 6 à 12 °C
  - Levures à fermentation haute : 15 à 25 °C
- Une teneur en oxygène dissout d'au moins 6 mg/L

## 6. Les enzymes

En 1897, Büchner a découvert qu'en l'absence de levure, la fermentation alcoolique pouvait se produire à l'aide de substances secrétées par ce dernier, les enzymes (la zymase).

Les enzymes sont très sensibles aux conditions environnementales. Pour chaque enzyme, il existe une condition optimale de température et de pH. La vitesse de la réaction augmente avec la température jusqu'à une valeur donnée et elle chutera brusquement si la température augmente d'avantage.

## 7. Les étapes de la fermentation

### a. L'initiation : glycolyse

Pendant cette première étape, les levures libèrent des enzymes permettant la transformation des sucres en glucose fermentescible. Puis le glucose se dégrade en acide pyruvique.



*ADP: adénosine diphosphate (transporteur d'énergie)*

*ATP: adénosine triphosphate (molécules échangeurs d'énergies)*

### b. La propagation :

Dans cette étape on a :

- La décarboxylation de l'acide pyruvique
- La formation de l'acétaldéhyde et du dioxyde de carbone
- La réduction en éthanol de l'acétaldéhyde par le NADH provenant de la glyceraldéhyde-3- phosphate déshydrogénase

On peut résumer par le bilan suivant les étapes de la fermentation :

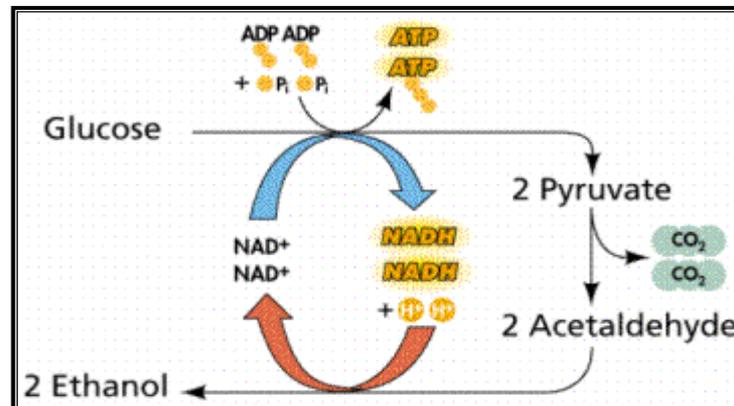
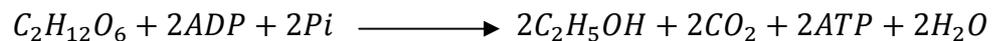


Figure 2 : Résumé de la Fermentation (source : [II-C])

### c. La terminaison :

En principe, tous les sucres doivent être fermentés à la fin de la fermentation. Cependant, des sucres non fermentés peuvent rester dans la solution initiale. En condition normale, 95% des sucres sont transformés en alcool et en gaz carbonique. 5% des sucres donnent des produits secondaires tels que :

- L'acide succinique
- Le 2,3-butanediol
- L'alcool amylique

La durée de la fermentation varie selon les conditions opératoires. Le bilan de masse indique que, dans les conditions optimales, 1 g de sucre donne 0,48 g d'éthanol.

### a) Résidus de la fermentation :

- Fibres et composantes végétales
- Levures résiduelles
- Sucres non fermentescibles

De ces faits, il est souvent nécessaire de faire une filtration de la solution après fermentation.

## 8. Fermentation secondaire :

Il est possible que la fermentation se développe en présence de ferments multiples qui déclenchent des fermentations secondaires, le plus souvent productrices d'acide lactique et butyrique.

### a. Fermentation lactique

Cette réaction dédouble la molécule de glucose en deux molécules d'acides lactiques.



### b. Fermentation butyrique

On a la formation d'acide butyrique, d'acide carbonique et d'hydrogène.



### c. Fermentation nitreuse

L'hydrogène dégagé réduit les nitrates en nitrites qui seront décomposés par l'acidité en bioxyde d'azote qui, à l'air, se transforme en vapeur rouge, rutilantes, de peroxyde d'azote.

### d. Fermentation acétique

Oxydation de l'alcool avec formation d'acide acétique.

### e. La fermentation mycodermique

Elle est due à des levures aporogènes. On observe un voile plissé rempli de bulles d'air à la surface du liquide.

Pour limiter ces réactions secondaires, on maintient dans le milieu en fermentation les conditions physiques et chimiques favorables à la levure et défavorable aux ferments.

# Chapitre IV : La distillation

## I. Définition :

La distillation est un procédé de séparation de substances, mélangées sous forme liquide. Elle consiste à porter le mélange à ébullition et à recueillir une fraction légère appelée distillat, et une fraction lourde appelée résidu.

## II. Généralité :

La distillation utilise la différence de volatilité, c'est-à-dire la capacité à s'évaporer dépendant de la température, pour séparer un mélange liquide de plusieurs constituants. Le plus volatil de ces substances a une température d'ébullition plus basse que celle du moins volatil.

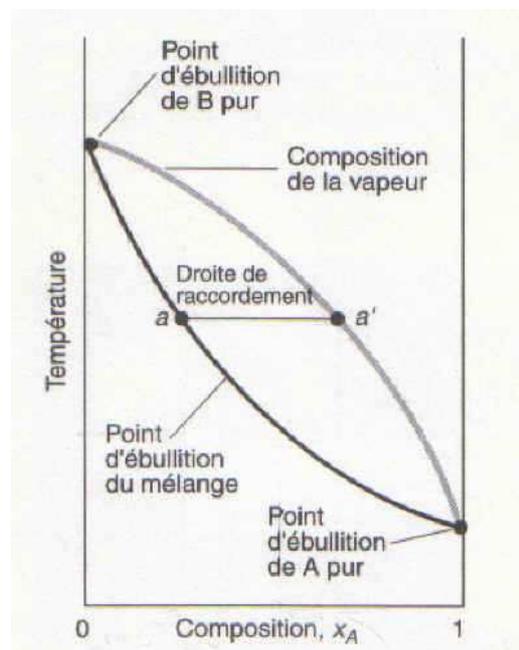


Figure 3 : Température d'un mélange binaire en fonction de sa composition (source : [III-A])

Ainsi, en chauffant le liquide, chaque constituant va être séparé successivement. Les fractions recueillies sont appelées « des coupes de distillation ».

La vapeur ainsi produite peut être condensée et le produit obtenu est appelé « distillat ». La substance restante est appelée résidu.

Il faut cependant faire attention car le distillat n'est pas toujours un produit pur, il peut être un mélange défini de deux constituants (même non miscibles) : on parle d'azéotrope, ou de mélange azéotropique. Le mélange eau-alcool éthylique qui nous intéresse particulièrement dans cette catégorie.

## 1. Procédé industriel

En procédé industriel et dans le cas d'une distillation discontinue, les premières vapeurs qui passent en tête de colonne sont appelées « têtes de distillation », ensuite vient le cœur qui est souvent la substance recherchée dans le mélange introduit dans le distillateur. Puis, en fin de distillation apparaissent « les queues de distillation ».

Il existe aussi des techniques de séparation sous vide qui visent à faire baisser les températures d'ébullition des différents constituants du mélange à distiller. De même, des distillations peuvent être effectuées sous pression afin de séparer les composants très volatils comme les gaz.

Lorsque les températures d'ébullition des constituants sont très voisines, il est nécessaire d'utiliser un processus de distillation fractionnée. Ce dernier consiste en plusieurs étapes de raffinements successifs. Il est également possible d'introduire une partie du distillat en tête de colonne (dans le cas d'une distillation continue) afin d'améliorer la pureté de la phase vapeur.

## 2. Les lois régissant la distillation

### ❖ Lois de Raoult et Dalton :

#### ○ *Loi de Raoult*

$$P_a = x_a P_a^0$$

$P_a$ : pression de vapeur à l'équilibre du composant  $a$  dans un mélange liquide

$x_a$ : fraction molaire du composant  $a$  dans le mélange liquide

$P_a^0$ : pression de vapeur à l'équilibre du composant  $a$  à l'état pur  
et à la température de la solution

#### ○ *Loi de Dalton*

$$y_a = \frac{P_a}{P}$$

$P_a$ : pression de vapeur du composant  $a$  dans un mélange gazeux

$y_a$ : fraction molaire du composant  $a$  dans un mélange gazeux

$P$ : pression totale de vapeur du mélange gazeux

### 3. L'azéotrope eau – éthanol

#### a. Définition

Azéotrope ou azéotropique, se dit d'un mélange liquide qui bout à température fixe en gardant une composition fixe.

#### b. Eau - éthanol

Le mélange eau – éthanol entraîne une déviation à la loi de Raoult. Il est possible de constater sur le graphique ci – dessous que les deux courbes se rejoignent en un point pour former un minimum.

Il vient un moment où la vapeur produite par distillation possède la même composition que le liquide duquel elle provient. Il devient donc impossible de concentrer le mélange au-delà de ce point à l'aide d'une distillation standard. Ce mélange possède une composition de 95.6 % en éthanol et 4.4 % en eau.

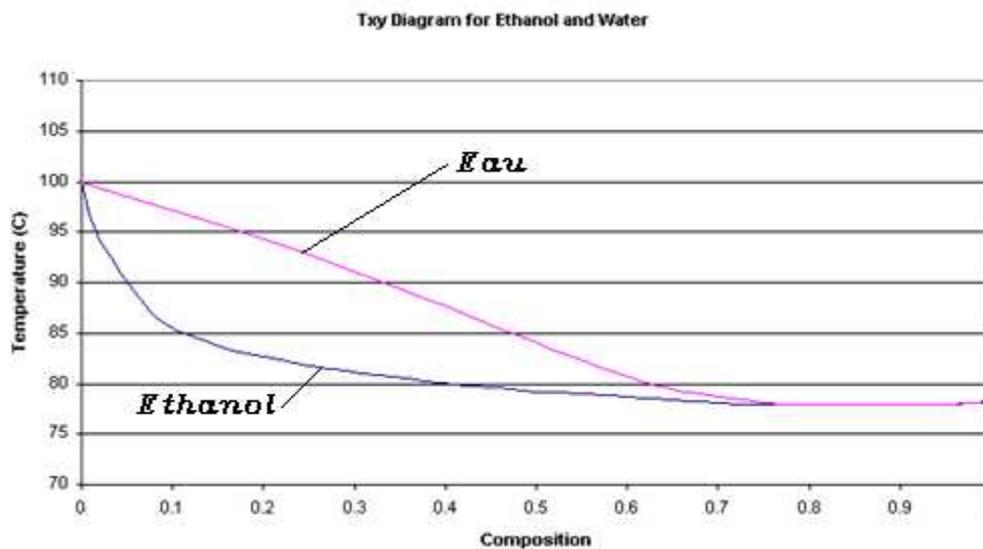


Figure 4 : Diagramme de phase pour l'éthanol et l'eau (source [III-G])

Il existe plusieurs types de distillation :

- La distillation simple
- La rectification
- La distillation azéotropique
- La distillation extractive
- La distillation sous-pression....

Mais on se focalisera sur la distillation simple et la rectification.

## 4. La distillation simple

- un bouilleur: c'est un réservoir chargé au départ du mélange à distiller
- un dispositif de chauffage du bouilleur
- un condenseur pour condenser les vapeurs émises; le condensat est ensuite dirigé vers une recette. Le condensat constitue intégralement le distillat.

Les vapeurs émises sont aussitôt séparées du mélange, elles sont condensées et éliminées de l'appareil sans retour au bouilleur. Le contact entre le liquide et la vapeur se fait seulement à la surface du bouilleur.

Considérons le cas le plus simple du mélange zéotropique A-B où B est le composé le plus volatil.

A l'instant où les premières vapeurs sont dégagées, leur composition est plus riche en B que le mélange initial. Au cours du temps  $x_B$  (fraction molaire en B du liquide dans le bouilleur) diminue car il s'évapore une proportion plus grande de B que de A. Les vapeurs seront toujours plus riches en B que le mélange liquide dans le bouilleur mais leur composition montrera une teneur en B plus faible qu'initialement. On obtient donc un distillat de moins en moins concentré en B.

Au cours de la distillation, la température va augmenter dans le bouilleur car le liquide s'appauvrit en composé le plus volatil.

A la fin il ne reste pratiquement que du composé A dans le bouilleur et les vapeurs sont donc pratiquement uniquement composées de A (au dernier instant théorique de la distillation, il ne reste donc plus qu'une goutte de A dans le bouilleur).

On constate déjà ici l'inconvénient de la distillation simple : on aboutit à une mauvaise séparation et ce, dès le début de la distillation où la forme du fuseau limite obligatoirement la teneur en B des premières vapeurs.

On peut imaginer de récupérer les premières vapeurs (les plus riches en B) condensées et de réchauffer ce mélange, les vapeurs émises sont encore plus riches en B. Si on répète plusieurs fois les mêmes opérations, on comprend qu'on finira par obtenir le produit B pur... mais avec un rendement pratiquement nul.

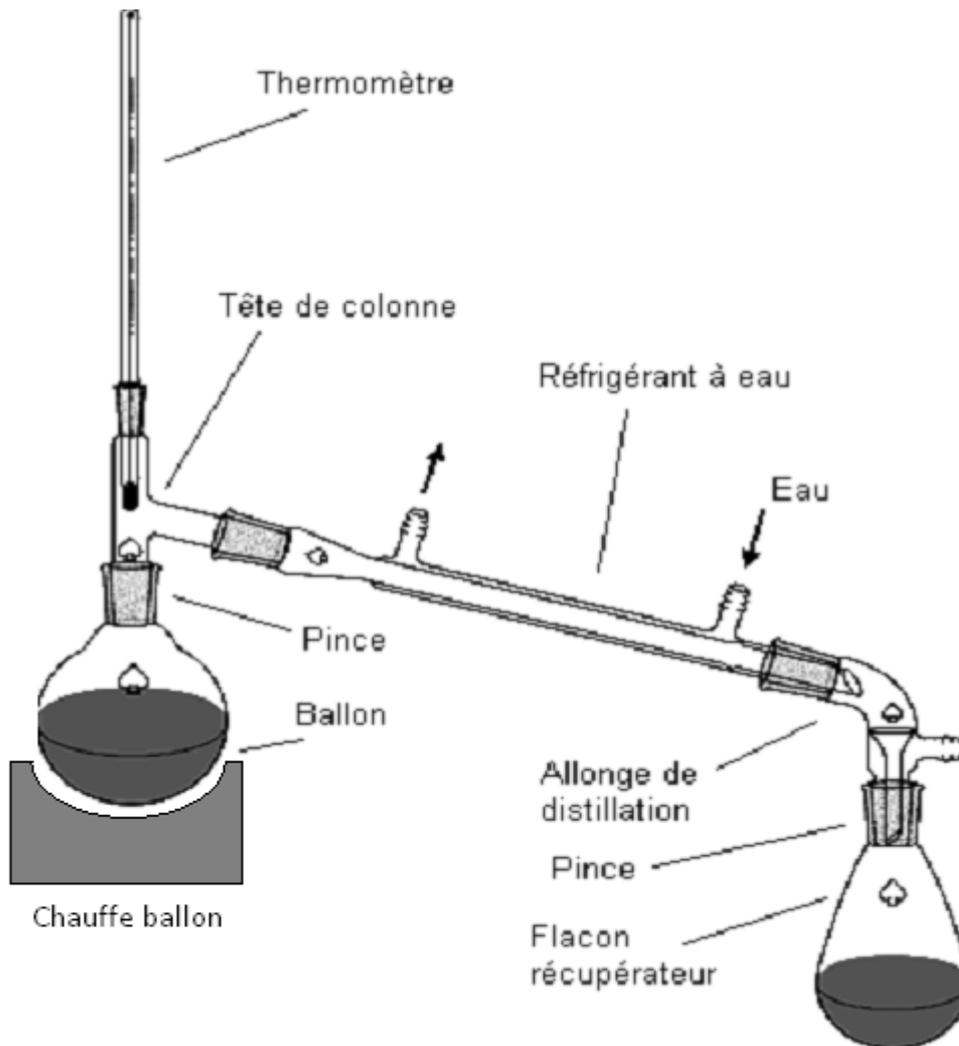


Figure 5 : Montage d'une distillation simple au laboratoire

## 6. Rectification

Il existe deux types de rectification :

- Rectification continue
- Rectification discontinue

On aura à faire à la rectification discontinue lors des essais à l'échelle pilote, continue pour le projet de production à grande échelle.

### a. Rectification discontinue :

#### a) Principe

L'appareillage de rectification discontinue se compose des éléments suivants:

- Un bouilleur: c'est un réservoir chargé au départ du mélange à distiller
- Un dispositif de chauffage du bouilleur

- Une colonne de rectification
- Un condenseur

La colonne de rectification contient en son intérieur plusieurs plateaux. Considérons une colonne munie de plateaux perforés et de déversoirs en tube.

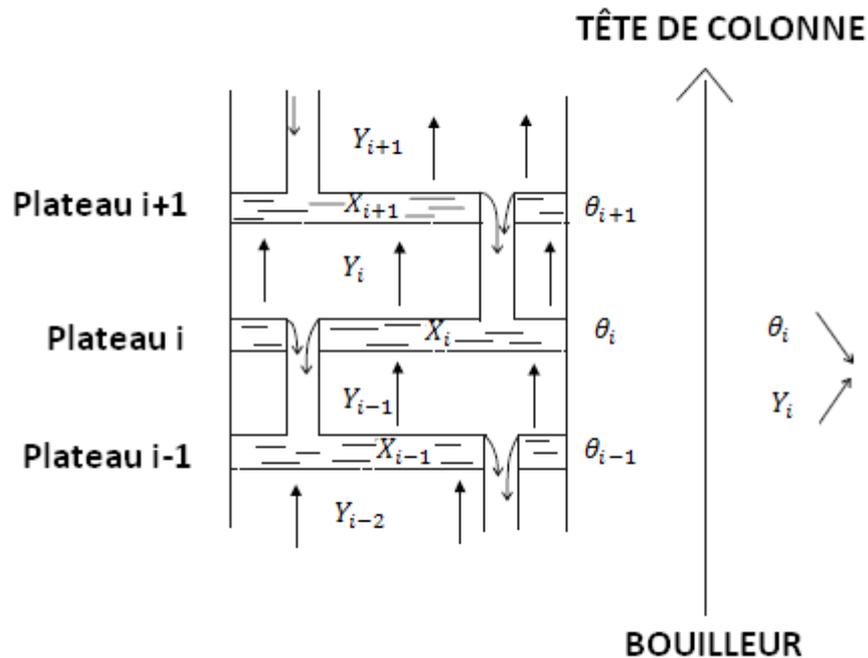


Figure 6 : Colonne de rectification

- $X_{i+1}$  : Fraction molaire en B du reflux descendant du plateau supérieur i+1
- $X_i$  : Fraction molaire en B du reflux descendant vers le plateau inférieur i-1
- $Y_i$  : Fraction molaire en B des vapeurs montant au plateau supérieur i+1
- $Y_{i-1}$  : Fraction molaire en B des vapeurs montant du plateau inférieur i-1
- $\theta_i$  : Température du plateau i

La colonne à rectifier permet la mise en contact des phases liquide et vapeur circulant à contre-courant tout au long de la colonne. La vapeur qui parvient en tête de colonne est entièrement condensée: une partie des condensats est éliminée de la colonne et constitue le distillat, l'autre partie retourne dans la colonne par gravité et constitue le reflux.

Sur chaque plateau un équilibre s'établit entre le liquide qui reflue et la vapeur qui monte. Le liquide s'appauvrit en composé le plus volatil qui se vaporise et la vapeur s'appauvrit en composé le moins volatil qui se condense.

La qualité de la séparation sera donc directement fonction du nombre de plateaux de la colonne.

Le bouilleur est le seul apport énergétique dans la colonne (aux pertes thermiques près). Sur chaque plateau, la chaleur issue de la condensation des vapeurs est exactement égale à la chaleur nécessaire à la vaporisation du liquide.

On observe donc les évolutions suivantes:

- Le titre en plus volatil augmente dans la phase vapeur quand on monte dans la colonne
- Le titre en plus volatil diminue dans la phase liquide quand on descend dans la colonne
- La température diminue quand on monte dans la colonne

Dans la pratique industrielle la rectification est arrêtée quand la qualité de distillat en B devient inférieure à une pureté souhaitée. Si on poursuit l'opération, il arriverait un moment où il ne restera plus que le composé A dans le bouilleur.

Considérons maintenant un mélange azéotropique. Deux cas peuvent se présenter suivant qu'il s'agit d'azéotropes à points d'ébullition minimum ou maximum.

### b) Azéotropes à points d'ébullition minimum:

Si la composition en B (le plus volatil) du mélange initial est inférieure à celle de l'azéotrope, on obtient au départ avec une colonne assez efficace l'azéotrope en tête. Il n'est pas possible d'obtenir une meilleure teneur en B. L'azéotrope constitue une "barrière infranchissable".

Ensuite, la composition en B décroît dans le bouilleur et il arrive un moment où la colonne n'est plus assez efficace pour obtenir l'azéotrope, les vapeurs en tête ont alors une composition en B moins élevée que l'azéotrope.

En cours de rectification, il reste de moins en moins de B dans le bouilleur car on produit un distillat plus riche en B que le mélange initial.

Si la composition en B du mélange initial est supérieure à celle de l'azéotrope, on obtient au départ avec une colonne efficace l'azéotrope en tête. En cours de rectification, il reste de moins en moins de A dans le bouilleur car on produit un distillat plus riche en A que le mélange initial.

### c) Azéotropes à points d'ébullition maximum:

Si la composition en B du mélange initial est supérieure à celle de l'azéotrope, on obtient au départ avec une colonne efficace le composé B pur. Au contraire, si la composition en A du mélange initial est supérieure à celle de l'azéotrope, on obtiendra le composé A pur. Dans les deux cas le bouilleur va tendre en fin de rectification vers la composition de l'azéotrope.

## d) Détermination du nombre d'étages théoriques (NET) d'une colonne

### ❖ Principe de la méthode

On admet que l'équilibre s'établit sur un plateau. Donc on assimile un plateau à un étage théorique.

On se propose de déterminer le nombre de plateaux nécessaire pour parvenir à séparer un mélange A-B à un instant donné de la rectification (au début par exemple où on a les conditions d'obtention de B le plus pur possible).

Ce calcul a un très grand intérêt car il est utilisé en première approche pour la construction ou l'utilisation des colonnes industrielles.

Soient :

$x_B$ : la fraction molaire en B du mélange initial dans le bouilleur

$x_D$ : fraction molaire en B dans le distillat

On va rechercher le nombre d'étages théoriques nécessaire pour obtenir  $x_D$ .

Pour la démonstration on doit indiquer les étages de 1 (le premier étage est le bouilleur) à n (dernier plateau au sommet de la colonne)

On en déduit donc que  $x_1 = x_B$  et  $y_n = x_{n+1} = x_D$

L'indice n+1 est utilisé pour le liquide descendant du condenseur. On cherche donc à déterminer n.

On sait que si l'équilibre est atteint sur chaque plateau, on peut relier  $y_i$  et  $x_i$  par la fonction f représentative de la courbe d'équilibre isobare  $y_i = f(x_i)$  qui peut être tracée.

Par contre il manque une relation pour "passer d'un étage à un étage supérieur" c'est à dire une relation entre  $x_i$  et  $y_{i-1}$ .

Nous allons maintenant chercher à la trouver.

### ❖ Hypothèses

- La condensation des vapeurs en tête de colonne est totale.
- Les chaleurs latentes molaires de vaporisation de A et B sont identiques.
- La colonne est adiabatique (pas de pertes thermiques).
- Les échanges de chaleurs entre les étages sont nuls: les seuls transferts de chaleur sont les changements d'état.

Soient :

*R*: débit molaire total de reflux dans la colonne

*V*: débit molaire total de vapeur dans la colonne

*D*: débit molaire total de distillat

On admet que les débits *R* et *V* sont constants à chaque étage de la colonne.

On définit également le taux de reflux :

$$r = \frac{R}{D} \quad (D.1)$$

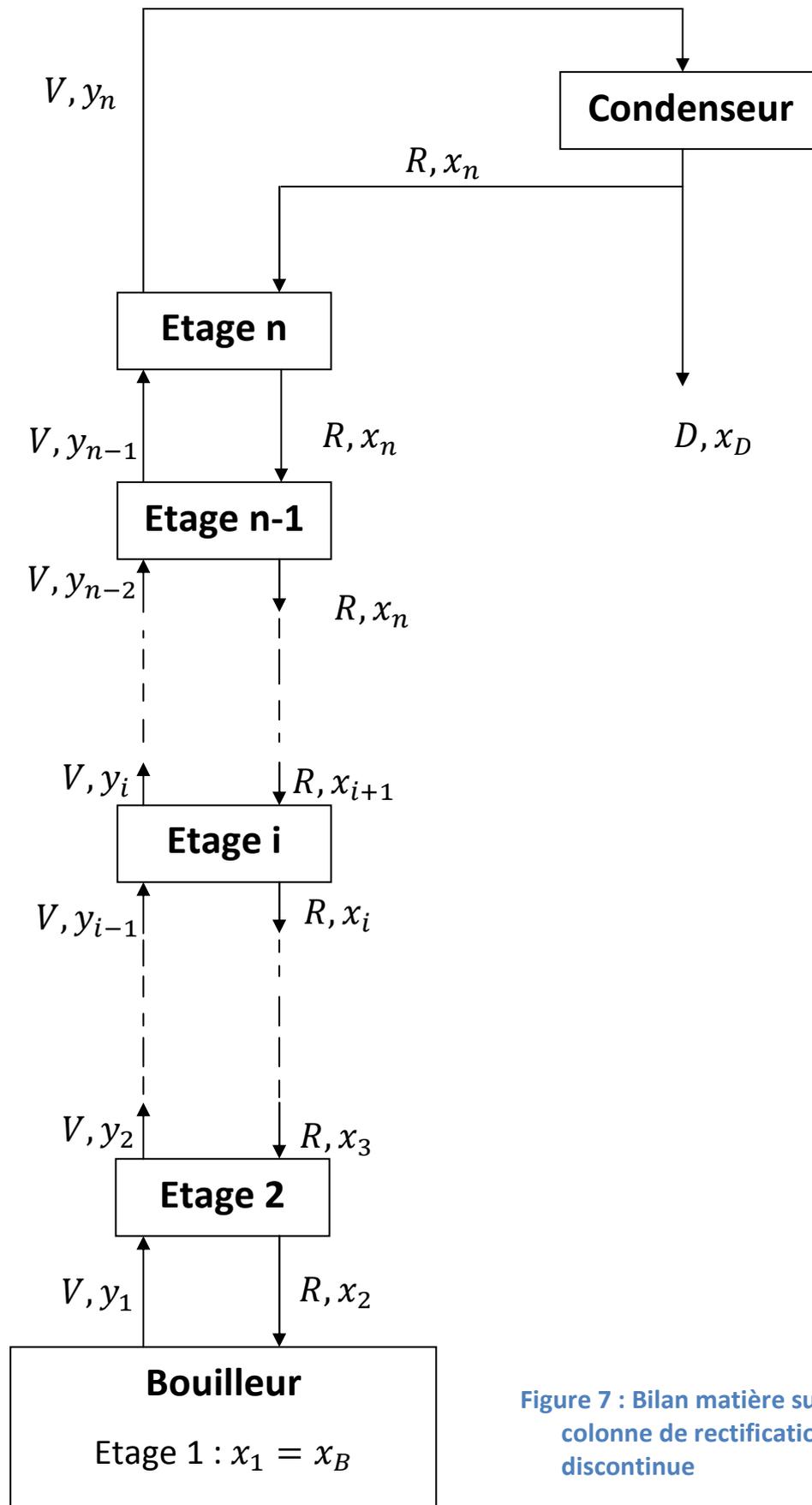


Figure 7 : Bilan matière sur une colonne de rectification discontinue



La détermination graphique s'effectue avec une méthode dite de Mac Cabe et Thiele en réalisant les opérations suivantes:

- Tracé de la courbe d'équilibre isobare
- Tracé de la courbe opératoire qui est une droite: elle passe par les points de coordonnées  $(x_D; x_D)$  et  $(0, \frac{x_D}{r+1})$
- On trace un segment vertical à l'abscisse  $x_B = x_1$  qui s'arrête sur la courbe d'équilibre au point de coordonnée  $(x_1; y_1)$ . Il s'agit des coordonnées représentatives de l'équilibre au bouilleur.
- De ce dernier point on trace un segment horizontal qui s'arrête sur la droite opératoire au point  $(x_2; y_1)$ .
- On trace un segment vertical à l'abscisse  $x_2$  qui s'arrête sur la courbe d'équilibre au point de coordonnée  $(x_2; y_2)$ . Il s'agit de coordonnées représentatives de l'équilibre sur le premier vrai plateau.
- On continue ainsi de suite ... et on arrive finalement sur la droite opératoire à un point dont les coordonnées sont égales ou légèrement supérieures à  $(x_D; x_D)$
- On compte alors le nombre d'étages théoriques qui correspond graphiquement au nombre de "triangles" dont 2 points appartiennent à la droite opératoire.

On doit retrancher 1 à ce nombre pour déduire le bouilleur afin de déterminer le nombre de plateaux à utiliser pour la colonne.

Les segments verticaux traduisent l'accroissement du titre en vapeur du composé le plus volatil.

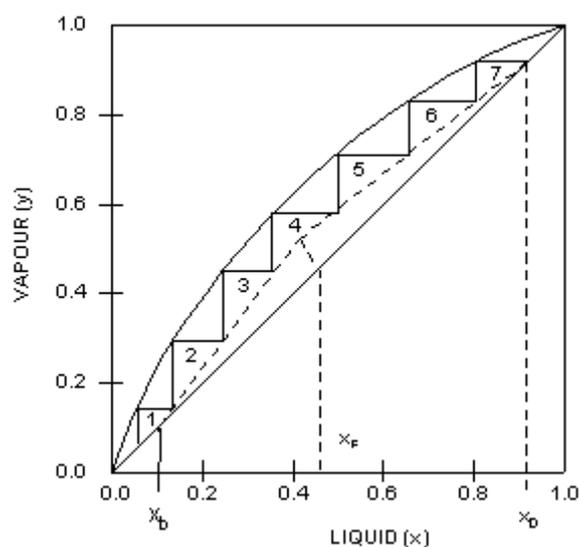


Figure 8 : Construction de Mc Cabe et Thiele

## ❖ Applications de la construction

### ○ *Courbe d'équilibre, droite opératoire et taux de reflux*

La courbe d'équilibre ne dépend que de la nature des composés et de la pression utilisée pour la rectification.

La droite opératoire dépend par contre totalement de l'opérateur par l'intermédiaire de la qualité de distillat souhaitée  $x_D$  et du taux de reflux appliquée  $r$ .

Le taux de reflux fixe la proportion de condensat liquide qui va retourner dans la colonne.

Il est impossible de réaliser une construction de Mac Cabe et Thiele en utilisant un point de la droite opératoire placé au-dessus de la courbe d'équilibre.

### ○ *Reflux total et reflux minimum*

- On parle de reflux total quand le débit de distillat est nul :
  - Tout le condensat retourne dans la colonne
  - La droite opératoire est la bissectrice

Dans ce cas, le nombre de plateaux théoriques est minimum:

- Il n'y a aucune production de distillat
- L'enseignement qu'on peut en tirer est de connaître le nombre minimum de plateaux qui sera nécessaire.

- On parle de reflux minimum quand on trace une droite opératoire issue du point  $(x_D, x_D)$ , coupant la courbe d'équilibre à l'abscisse  $x_B$ .

La droite ne peut passer au-dessus de la courbe d'équilibre. Une telle droite a une pente minimale  $\frac{r}{r+1}$

Donc  $r$  est le reflux minimum  $r_{min}$ .

- La production de distillat est maximum
- Le nombre de plateaux à construire devient infini

Il faudra donc trouver un compromis entre le débit de production de distillat (frais de fonctionnement) et le nombre de plateaux de la colonne (frais d'investissement). On se placera donc entre ces deux valeurs extrêmes de reflux.

On peut résumer l'influence du taux de reflux dans le tableau suivant :  $x_B$  et  $x_D$  étant fixés

**Tableau 6 : Influence du taux de reflux**

Taux de reflux (r)	Nombre d'étages théoriques (NET)	Débit molaire total de distillat (D)
<b>AUGMENTE</b>	DIMINUE	DIMINUE
<b>DIMINUE</b>	AUGMENTE	AUGMENTE

### ○ *Rectification à taux de reflux constant*

On a vu qu'au cours du temps, la composition du bouilleur s'appauvrisait en composé le plus volatil. Par conséquent si le NET est constant :

- $x_D$  va diminuer quand on conserve le même taux de reflux
- Au bout d'un certain temps, la qualité devient trop faible pour continuer la rectification.

### ○ *Rectification à qualité de distillat constante*

En utilisant la même colonne (NET constant), il reste à augmenter le taux de reflux pour conserver la même qualité de distillat.

Mais au bout d'un certain temps, l'augmentation devient trop importante pour l'obtention d'un débit de distillat compatible avec une exigence industrielle.

## ❖ Étage théorique et étage réel

Un étage théorique ne constitue pas un plateau réel car en réalité les phases qui quittent un plateau ne sont pas en équilibre.

On définit donc une grandeur pour connaître le nombre de plateaux réels (NPR) à utiliser connaissant le nombre de plateaux théoriques (NET). C'est l'**efficacité**.

L'efficacité exprimée en % vérifie la relation:

$$efficacité = \frac{NET}{NPR} \times 100 \quad (D.6)$$

Dans le cas de colonnes à garnissage :

- Il n'y a pas de zones de mélange où les phases sont à l'équilibre
- Il n'y a pas non plus de zones de séparation dans les parties constituées du garnissage
- Les phases sont en permanence en contact sans jamais être à l'équilibre
- Leurs compositions évoluent donc de manière continue

On se ramène à l'exploitation graphique de Mac Cabe et Thiele en définissant la **HEPT** qui est la hauteur d'un garnissage donnée équivalente à un plateau théorique. On détermine par la construction graphique le NET et connaissant la hauteur du garnissage, on déduit la HEPT:

$$\text{HEPT} = \frac{\text{hauteur de garnissage}}{\text{NET}} \quad (D.7)$$

En résumé on peut construire une colonne (nombre de plateaux réels ou hauteur de garnissage) en utilisant la construction de Mac Cabe et Thiele pour le NET et soit l'efficacité (colonne à plateaux) soit la HEPT (colonne à garnissage).

### ❖ Détermination théorique du nombre d'étages théoriques minimum

Pour déterminer le nombre d'étage théorique minimum, on se pose l'hypothèse qu'on est en reflux total. C'est-à-dire  $D = 0$

Les bilans matières global sur B donnent :

$$V = R + D \text{ donc } V = R \quad (D.8)$$

$$R \cdot x_n = V \cdot y_{n-1} \text{ donc } x_n = y_{n-1} \quad (D.9)$$

A l'équilibre sur chaque plateau  $i$ , on peut écrire:

$$\frac{y_i}{1 - y_i} = \alpha \frac{x_i}{1 - x_i} \quad (D.10)$$

Par récurrence, on obtient :

$$\frac{x_D}{1 - x_D} = \alpha^n \frac{x_B}{1 - x_B} \quad (D.11)$$

Soit :

$$n = \frac{\ln\left[\frac{x_D(1 - x_B)}{x_B(1 - x_D)}\right]}{\ln \alpha} \quad (D.12)$$



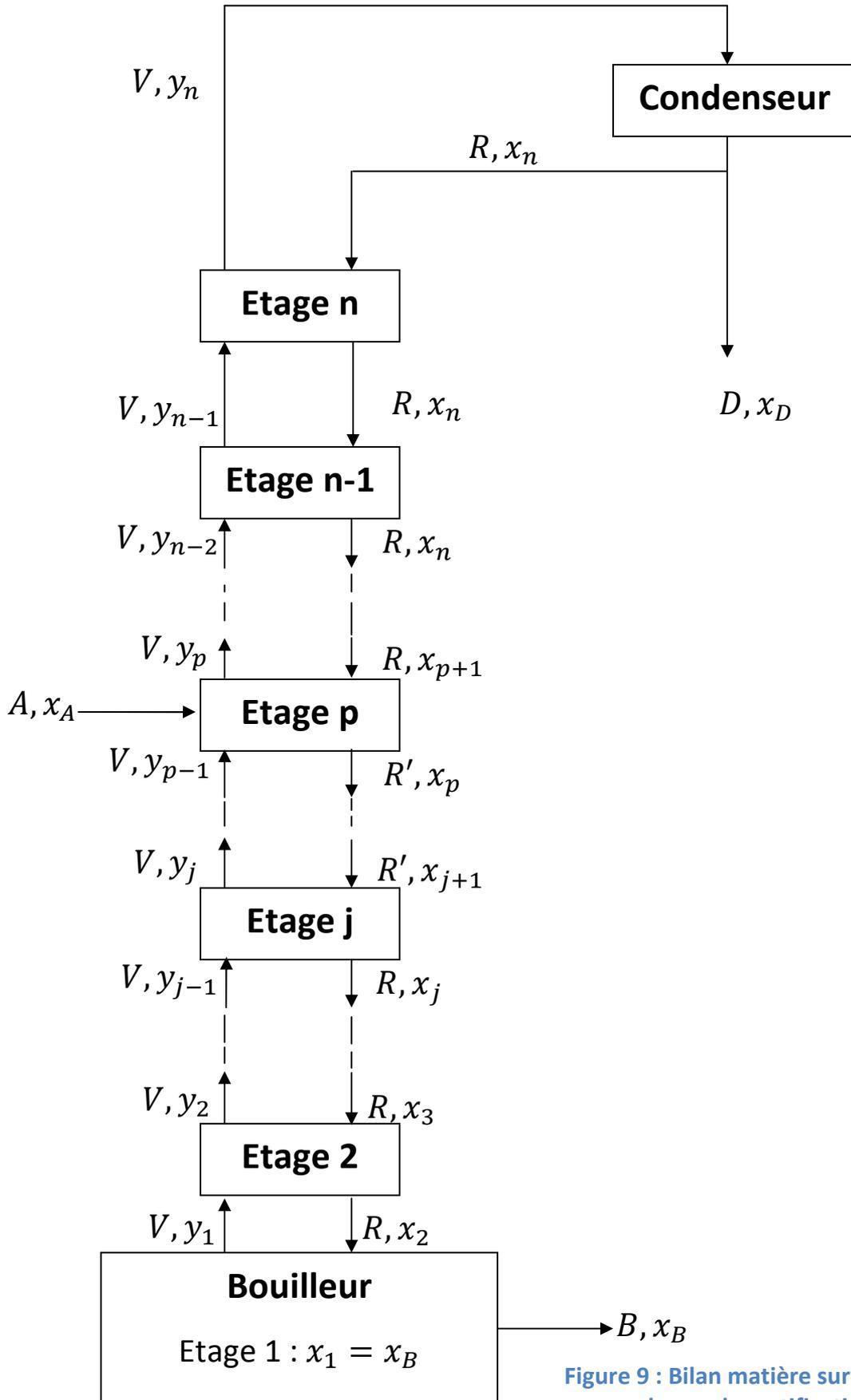


Figure 9 : Bilan matière sur une colonne de rectification continue

On doit donc seulement traiter le cas de la droite opératoire du tronçon d'épuisement. On écrit successivement les bilans globaux sur la colonne, sur le condenseur et sur l'étage p d'introduction avant d'écrire le bilan sur B pour les étages en dessous de l'étage j.

$$A = B + D$$

$$V = R + D \text{ donc } V = (r + 1).D$$

$$R' = R + A \text{ donc } R' = rD + A$$

$$\left( \begin{array}{l} V.y_j + R.x_j = V.y_{j-1} + R'.x_{j+1} \\ \vdots \\ V.y_2 + R.x_2 = V.y_1 + R'.x_3 \\ V.y_1 + R.x_B = R'.x_2 \text{ car } x_B = X_1 \end{array} \right)$$

On somme les termes et on obtient:

$$V.y_1 + R.x_B = R'.x_{j+1}$$

$$y_j = \frac{(r.D + A)}{(r + 1).D} \cdot x_{j+1} - \frac{B.x_B}{(r + 1).D}$$

C'est l'équation de la droite opératoire d'épuisement. Cette équation n'est pas à connaître car on va chercher deux points particuliers de cette droite:

- on vérifie que le point  $(x_B; x_B)$  appartient à cette droite en remplaçant dans l'équation les coordonnées
- on vérifie en égalant les deux équations que l'intersection des deux droites opératoires s'effectue au point d'abscisse  $x_A$

En conclusion on détermine le NET avec la même procédure qu'en rectification discontinue.

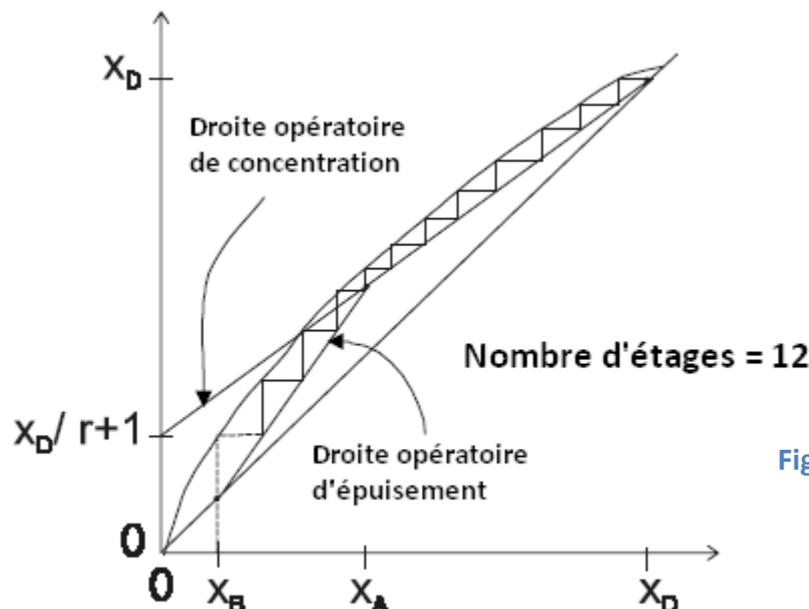


Figure 10 : Construction de McCabe et Thiele

○ *Droite opératoire de concentration:*

On effectue le bilan matière de B sur un système englobant le condenseur et la colonne à partir d'un plateau quelconque au-dessus du plateau d'alimentation.  $x$  et  $y$  sont respectivement les titres en B du liquide descendant de ce plateau et de la vapeur arrivant à ce plateau.

On peut écrire immédiatement la relation  $y.V = x.R + x_D.D$  ce qui conduit rapidement à la relation cherchée.

○ *Droite opératoire d'épuisement:*

On effectue le bilan matière de B sur un système englobant la colonne du pied jusqu'à un plateau situé sous le plateau d'alimentation.  $x$  et  $y$  sont respectivement les titres en B du liquide descendant de ce plateau et de la vapeur quittant ce plateau.

On peut écrire immédiatement la relation  $y.V + x_B.B = x.R'$  ce qui conduit aussi rapidement à la relation cherchée.

# Chapitre V : Transmission de chaleur

## I. Modes de transfert de chaleur

### 1. La conduction :

La conduction dans un solide homogène opaque est définie comme le transport de la chaleur d'un endroit à un autre, sous l'influence d'un gradient de température, sans déplacement appréciable de particules.

C'est le seul mécanisme d'écoulement calorifique dans un solide opaque.

### 2. La convection :

La convection est la propagation de la chaleur dans un fluide en mouvement. La transmission de la chaleur s'effectue par l'action combinée de la conduction au sein du fluide et du mouvement de ce fluide. La conduction intervient donc dans la convection mais le mouvement du fluide entraîne des lois différentes.

On parlera de convection forcée lorsque le mouvement du fluide est provoquée par des forces extérieures (pompe, ventilateur, agitateur) et de convection naturelle quand le mouvement s'effectue sous l'influence des différences de densités dues à des différences de température au sein du fluide.

### 3. Le rayonnement :

C'est l'émission par un corps d'ondes électromagnétiques qui sont les vecteurs de se transfert de chaleur. Les ondes sont émises dans toutes les directions et appartiennent dans le domaine de l'infrarouge et du visible. Aucun support matériel n'est nécessaire pour leur propagation.

Dans la pratique, ces trois modes de transfert coexistent mais seul l'un d'entre eux est généralement prépondérant, ce qui nous conduit à des hypothèses simplificatrices.

## II. Les lois de transmission de la chaleur

### 1. Notion de flux de chaleur

Pour tous les modes de transfert de chaleur, on définit le flux de chaleur ou la puissance thermique  $\Phi$  (W) comme la quantité de chaleur  $Q$  (J) traversant une surface isotherme  $S$  ( $m^2$ ) pendant un temps  $\Delta t$  (s).

$$\Phi = \frac{Q}{\Delta t} \quad (E.1)$$

En calcul, le flux est toujours pris positif.

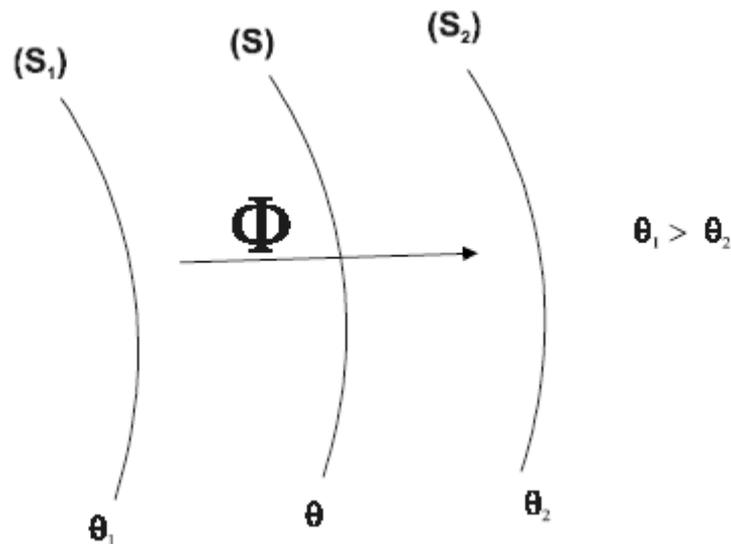


Figure 11 : Flux de chaleur à travers 3 surfaces

### 2. Autre expressions du flux thermique :

Si on considère deux surfaces  $S_1$  et  $S_2$  respectivement à des températures  $\theta_1$  et  $\theta_2$  ( $\theta_1 > \theta_2$ )

$$\Phi = \frac{\theta_1 - \theta_2}{R} \quad (E.2)$$

$\theta_1$  et  $\theta_2$  sont exprimées en degré Kelvins ou en degré celcius

$R$  est la résistance thermique entre ces deux surfaces [ $K.W^{-1}$ ]

$$\Phi = K.S.(\theta_1 - \theta_2) \quad (E.3)$$

$S$  est une la surfaces entre  $S_1$  et  $S_2$

$K$  est le coefficient global de transfert thermique [ $W.m^{-2}.K^{-1}$ ]

### 3. Conduction :

#### a. Loi de Fourier :

(Source : [V-C])

$$\frac{dQ}{d\tau} = -\lambda \cdot S \cdot \frac{dt}{dx} \quad (E.4)$$

$\frac{dQ}{d\tau}$  est le débit calorifique

$S$  est l'aire de la section perpendiculaire à la direction du flux calorifique

$-\frac{dt}{dx}$  est le rapport de la variation de la température à la distance parcourue apr le flux

#### b. A travers une paroi cylindrique :

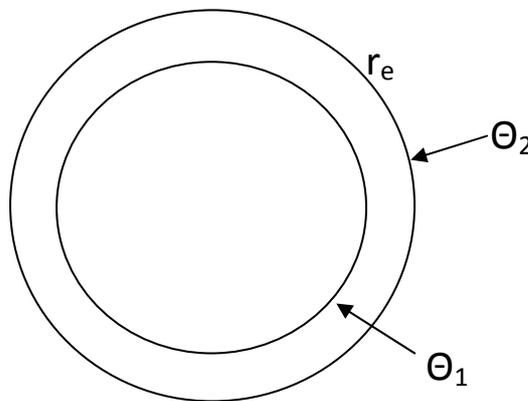


Figure 12 : Paroi cylindrique

$$\Phi = \frac{\theta_1 - \theta_2}{\frac{1}{2\pi\lambda L} \ln \frac{r_e}{r_i}} \quad (E.5)$$

$L$ : longueur du cylindre

$\lambda$ : conductivité thermique du tube

On peut aussi exprimer ce flux en fonction de la surface d'échange  $S$  ( $S$  est la surface intérieure du tube)

$$\Phi = \frac{(\theta_1 - \theta_2)S}{\frac{r_i}{\lambda} \ln \frac{r_e}{r_i}} \quad (E.6)$$

## 4. Convection :

Considérons un solide en contact avec un fluide selon le schéma ci-dessous :

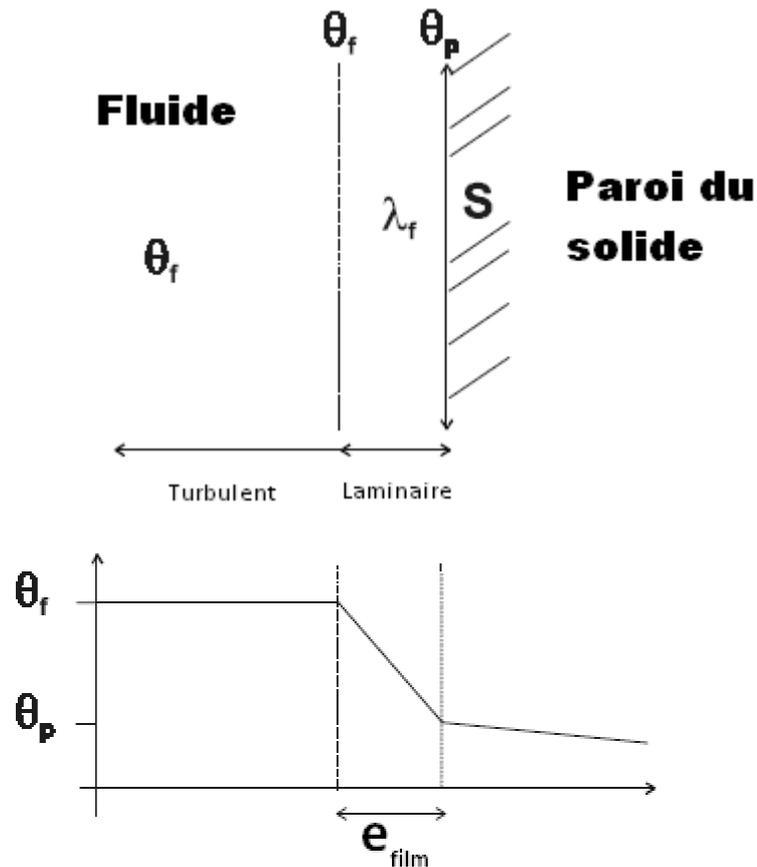


Figure 13 : Transmission de chaleur par convection

Ici, le phénomène de convection se réduit à la conduction dans la couche mince. Le flux de chaleur peut donc s'écrire :

$$\Phi = \frac{\lambda_f \cdot S}{e_{\text{film}}} (\theta_f - \theta_p) \quad (E.7)$$

$\lambda_f$  : conductivité thermique du fluide

$S$  : surface de la paroi d'échange

$e_{\text{film}}$  : épaisseur du film

$\theta_f, \theta_p$  : respectivement la température au sein du fluide et la température de la paroi

Or  $e_{\text{film}}$  est rarement connue et  $\lambda_f$  dépend de la température qui est variable dans la couche. D'où l'écriture du flux de chaleur suivant :

$$\Phi = h \cdot S \cdot (\theta_f - \theta_p) \quad (E.8)$$

$h$  : la coefficient thermique de convection

On remarque que  $h$  a la même dimension que le coefficient de transfert thermique global  $K$ . On a donc l'expression de la résistance thermique de transfert par convection :

$$R = \frac{1}{h \cdot S} \quad (E.9)$$

Tout calcul d'échange thermique par convection nécessite la détermination de ce coefficient  $h$ .

#### a. Détermination du coefficient d'échange thermique par convection :

Ce coefficient est fonction

- De l'écoulement du fluide : vitesse, régime (laminaire ou turbulent)
- Des caractéristiques géométriques des parois et de sa rugosité
- Des caractéristiques du fluide : masse volumique, viscosité, chaleur spécifique,....
- Des éventuels changements d'état du fluide

L'expérience est souvent la méthode apportant le plus d'information sur la valeur de ces coefficients.

#### a) Circulation forcée à l'intérieure d'un tube cylindrique :

L'expérience montre que le coefficient de transfert interne  $h_i$  dans une section dépend des 7 grandeurs suivantes :

- $U_m$ : vitesse moyenne du fluide
- $\rho$ : masse volumique du fluide
- $c_p$ : chaleur massique du fluide
- $\mu$ : viscosité dynamique du fluide
- $\lambda$ : conductivité thermique du fluide
- $D_i$ : diamètre intérieur du tube
- $x$ : abscisse de la section considérée avec pour origine l'entrée du tube

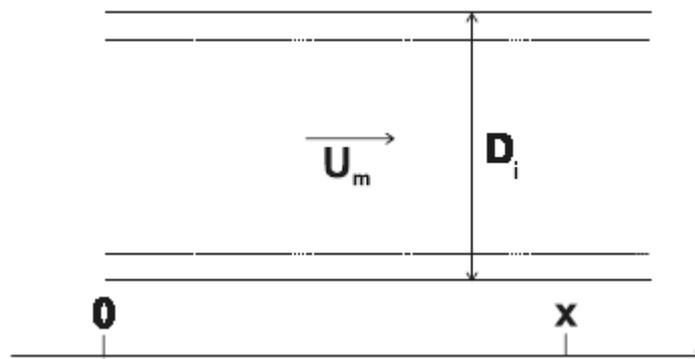


Figure 14 : Tube cylindrique

Par une analyse dimensionnelle, on a pu démontrer l'existence d'une fonction  $F$  à 3 variables vérifiant la relation :

$$\frac{h_i \cdot D_i}{\lambda} = F\left(\frac{\rho \cdot U_m \cdot D_i}{\mu}; \frac{c_p \cdot \mu}{\lambda}; \frac{x}{D_i}\right) \quad (E.10)$$

On définit donc 4 nombres sans dimensions qui conservent ses valeurs numériques pourvu qu'on écrit les paramètres de ces nombres dans un même système d'unité cohérent

◆ Nombre de Nusselt :

$$Nu = \frac{h_i \cdot D_i}{\lambda} \quad (E.11)$$

Ce nombre caractérise l'échange thermique, c'est-à-dire le rapport de la quantité de chaleur échangée par convection à une quantité de chaleur échangée par conduction.

◆ Nombre de Reynolds :

$$Re = \frac{\rho \cdot U_m \cdot D_i}{\mu} \quad (E.12)$$

C'est le rapport des forces d'inertie aux forces de viscosités. Il caractérise le régime d'écoulement.

◆ Nombre de Prandtl :

$$Pr = \frac{c_p \cdot \mu}{\lambda} \quad (E.13)$$

Ce nombre caractérise les propriétés thermiques du fluide et la distribution de vitesse par rapport à la distribution de la température.



$$\frac{x}{D_i} \quad (E.14)$$

C'est le terme représentatif des effets de bord. Ce terme n'intervient plus qu'on est suffisamment loin d'une des extrémités du tube.

❖ Autres nombres sans dimension :

◆ Nombre de Stanton :

$$St = \frac{Nu}{Re \cdot Pr} \quad (E.15)$$

## ◆ Nombre de Peclet :

$$Pe = Re.Pr \quad (E.16)$$

Il caractérise aussi le rapport du transfert de chaleur par convection au transfert de chaleur par conduction.

## ◆ Nombre de GRASHOF :

$$Gr = \frac{D_i^3 \cdot \rho^2 \cdot g}{\mu^2} \beta \Delta t \quad (E.17)$$

Il remplace le nombre de Reynolds en convection naturelle.

## ◆ Nombre de GRAETZ

$$Gz = \frac{q c_p}{\lambda L} \quad (E.18)$$

$q$ : débit

## ❖ Cas d'un tube lisse avec écoulement turbulent :

On utilise la relation de Colburn

$$Nu = 0,023 \cdot Re^{0,8} \cdot Pr^{0,33} \quad (E.19)$$

Cette relation est valable si

$$10000 < Re < 120000$$

$$0,7 < Pr < 120$$

$$\frac{L}{D} > 60 \quad (L \text{ est la longueur du tube})$$

Le calcul de  $Nu$  rend évident le calcul de  $h_i$  par la relation

$$h_i = \frac{Nu \cdot \lambda}{D_i} \quad (E.20)$$

## b) Circulation forcée d'un liquide à l'extérieur d'un tube cylindrique et perpendiculaire à celui-ci

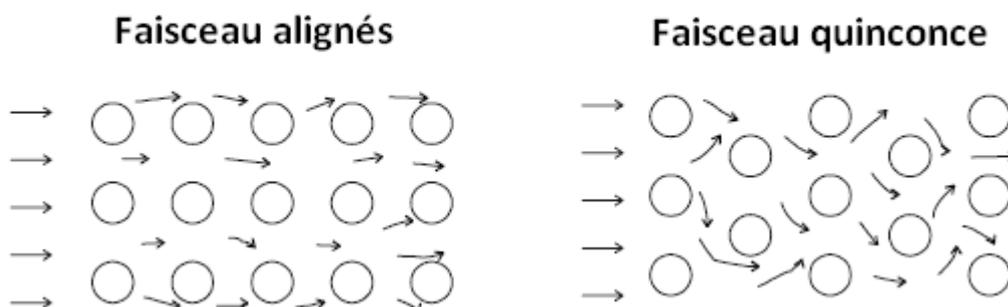


Figure 15 : Circulation de fluide à travers des tubes

$$\text{Faisceau alignés : } Nu = 0,26 . Re^{0,6} . Pr^{0,33} \quad (E. 21)$$

$$\text{Faisceau quinconce : } Nu = 0,33 . Re^{0,8} . Pr^{0,33} \quad (E. 21')$$

Ces valeurs montrent que l'augmentation des turbulences améliore le transfert thermique.

### ❖ Résumé des étapes à suivre pour déterminer la quantité de chaleur transmise $Q$

- Détermination du régime d'écoulement par le calcul de  $Re$
- Choix du nombre de Nusselt selon le régime
- Calcul du coefficient d'échange thermique par convection
- Calcul de  $Q$  par la relation

$$\Phi = h . S . (\theta_f - \theta_p) \quad (E. 22)$$

## 5. Rayonnement

La propagation par rayonnement suit les mêmes lois que celles de la lumière. Soit un rayonnement incident atteignant un corps :

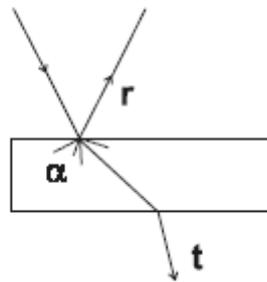


Figure 16 : Corps subissant un rayonnement

On a la somme :

$$\alpha + r + t = 1 \quad (E. 23)$$

$\alpha$ : facteur d'absorption du corps  
 $r$ : partie réfléchi du rayonnement  
 $t$ : partie transmise du rayonnement

### a. Loi de Stefan

Stefan à établi empiriquement l'équation fondamentale relative au rayonnement thermique total émis par un corps rayonnant idéal (corps noir) (Source : [V-C])

$$d\Phi_r = \sigma ds T^4 \quad (E. 24)$$

$d\Phi_r$ : quantité de chaleur transmise par rayonnement à partir d'une face du corps noir de surface  $ds$

$T$ : température absolue de la surface

$\sigma$ : constante dimensionnelle de Stefan

– Boltzmann dont la grandeur dépend des unités employées ( $5,67 \cdot 10^{-8} \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-4}$ )

### a) Autre forme de la loi de Stefan

(Source : [V-D])

$$\Phi = \sigma \cdot \varepsilon \cdot S \cdot \theta^4 \quad (E.25)$$

$\varepsilon$ : facteur d'émission du corps

$\theta$ : température absolue du corps

### b) Echange de chaleur entre deux corps gris

$$E_{ef} = \varepsilon E_0 + (1 - \rho) E_{in} \quad (E.26)$$

$E_{ef}$ : rayonnement effectif, c'est le flux de rayonnement qui quitte le corps

$E_0$ : pouvoir émissif total du corps noir

$E_{in}$ : rayonnement incident tombant sur la surface

$\rho$ : facteur de réflexion

D'où le flux de chaleur transporté du corps (1) au corps (2) :

$$q_{1-2} = E_{ef} - E_{in} \quad (E.27)$$

$$q_{1-2} = 4,92 \cdot S_1 \cdot F_{1-2} \cdot \left[ \left( \frac{\theta_1}{100} \right)^4 - \left( \frac{\theta_2}{100} \right)^4 \right] \quad (E.27')$$

$F_{1-2}$ : facteur relatif au corps gris tel que:

$$F_{1-2} = \frac{1}{1 + \left( \frac{1}{\varepsilon_1} - 1 \right) + \frac{S_1}{S_2} \left( \frac{1}{\varepsilon_2} - 1 \right)} \quad (E.28)$$

Cette formule s'applique à des surfaces grises en position quelconque.

# Chapitre VI : Echangeur de chaleur

## I. Généralité

Le but d'un échangeur de chaleur est de transférer de la chaleur entre un fluide de service (eau, vapeur d'eau, fluide thermique) et un fluide qui constitue le produit le plus intéressant de la production qui est ici le mélange eau-éthanol.

## II. Modes de fonctionnement

On va prendre l'exemple d'un échangeur de type Liebig

Deux types de circulation sont possibles :

### 1. Circulation à courant parallèles :

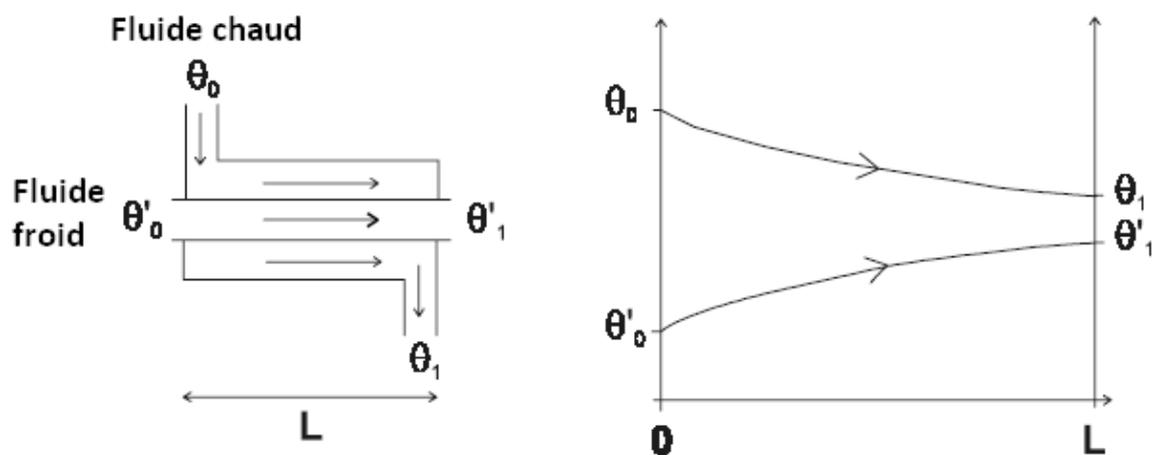


Figure 17 : Circulation à courant parallèles/ Variation de température

Ce mode de fonctionnement n'est possible que si  $\theta_1 > \theta'_1$

## 1. Circulation à contre – courant :

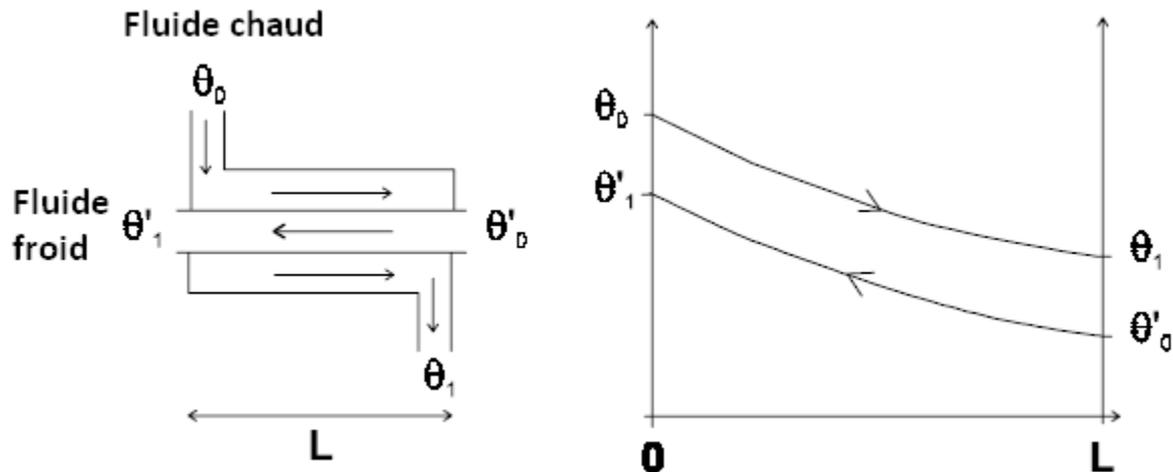


Figure 18 : Variation à contre – courant/ Variation de température

Ce mode de circulation permet la plus grande échange de chaleur. C'est donc celle qu'on va adopter.

## III. Résumé du calcul des échangeurs à contre – courant :

Soit comme système les deux fluides et considérons qu'il n'y a pas de pertes thermiques.

On note :

$\Phi$ : le flux de chaleur perdu par le fluide chaud

$\Phi'$ : le flux de chaleur reçue par le fluide froid

On a :

$$\Phi + \Phi' = 0 \quad (F. 1)$$

Donc

$$Q \cdot c_p \cdot (\theta_0 - \theta_1) = Q' \cdot c'_p (\theta'_1 - \theta'_0) \quad (F. 2)$$

On remarque que la température des deux fluides varie le long de l'échangeur. On définit donc la moyenne logarithmique des différences de température des fluides entre les extrémités.

$$\Delta\theta_m = \frac{\Delta T - \Delta t}{\ln \frac{\Delta T}{\Delta t}} \quad (F.3)$$

Où

$$\Delta T = |\theta_0 - \theta'_0| \quad (F.4)$$

$$\Delta t = |\theta_1 - \theta'_1| \quad (F.4')$$

Il est possible d'utiliser la moyenne arithmétique si  $\Delta T > 2. \Delta t$  et on obtient :

$$\Delta\theta_m = \frac{\Delta T + \Delta t}{2} \quad (F.5)$$

On peut maintenant écrire le flux de chaleur échangé entre les deux fluides.

$$|\Phi| = |\Phi'| = K.S.\Delta\theta_m \quad (F.6)$$

*K: le coefficient d'échange thermique global par convection et conduction)*

## IV. Efficacité d'un échangeur :

Considérons le fluide froid comme le fluide procédé et on cherche à le réchauffer. On définit l'efficacité du l'échangeur par rapport au fluide froid.

$$\eta = \frac{\theta'_1 - \theta'_0}{\theta_0 - \theta'_0} \quad (F.7)$$

# Chapitre VII : Résistance des matériaux

## V. Généralités

### 1. Théories sur les coques soumises à une pression intérieure :

- ◆ Méthode de J. Leconte (1984) pour trouver l'équation de Laplace.

On considère une coque mince. (source : [IV-C])

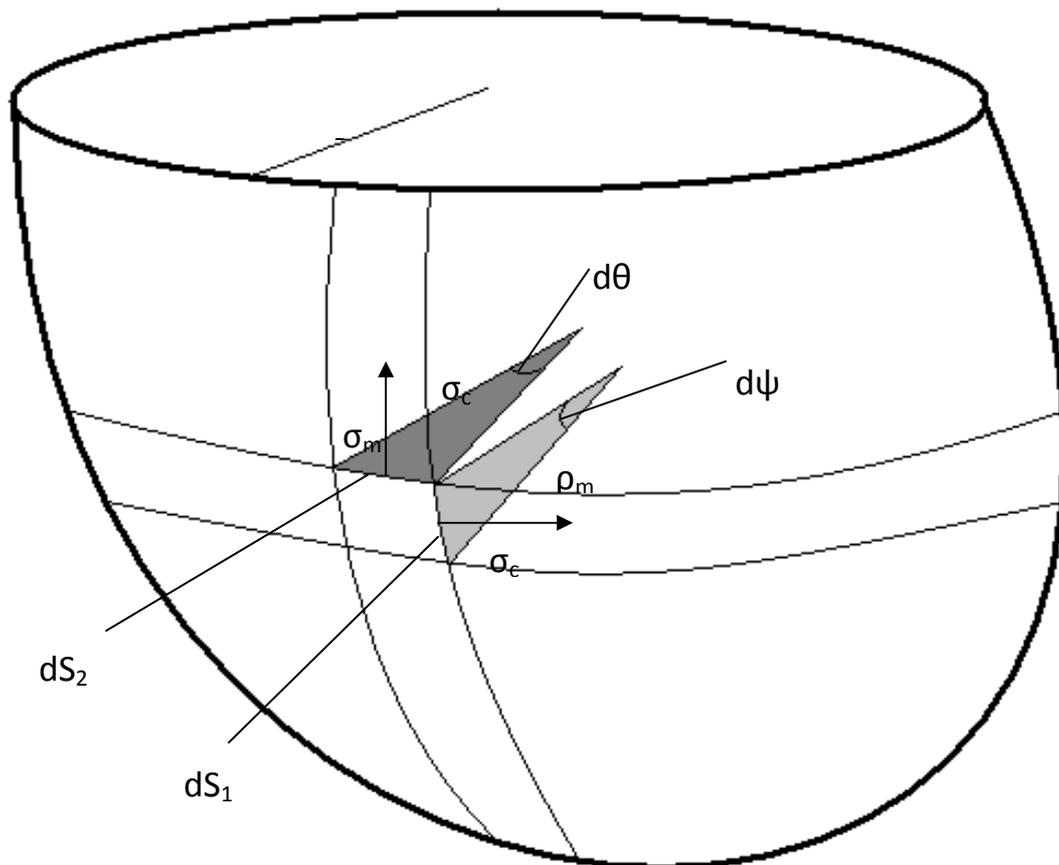


Figure 19 : Coque mince subissant une pression

Avec :

$\sigma_c$ : contrainte circonférentielle  
 $\sigma_m$ : contrainte méridienne  
 $\rho_c$ : rayon de courbure de la parallèle  
 $\rho_m$ : rayon de courbure de la méridienne  
 $e$ : épaisseur de la coque  
 $d\theta$  et  $d\psi$ : les variations d'angles

Les forces agissantes sur les tranches sont :

$$\sigma_c \times e \times dS_1 \text{ et } \sigma_m \times e \times dS_2 \quad (G.1)$$

Avec

$$dS_1 = \rho_m \times d\psi \text{ et } dS_2 = \rho_c \times d\theta \quad (G.2)$$

La force pressante sur cet élément  $dS_1$  est :

$$F = P \times dS_1 \times dS_2 \quad (G.3)$$

En faisant l'équilibre des forces suivant la normale, on obtient :

$$F = P \times dS_1 \times dS_2 = \sigma_m \times e \times dS_2 \times d\psi - \sigma_c \times e \times dS_1 \times d\theta \quad (G.4)$$

D'où l'équation de Laplace :

$$\frac{\sigma_m}{\rho_m} + \frac{\sigma_c}{\rho_c} = \frac{P}{e} \quad (G.5)$$

## 2. Cas d'une enveloppe cylindrique soumise à une pression intérieure

Pour cette enveloppe, on a :

$$\rho_m = \infty \text{ et } \rho_c = R$$

L'équation de Laplace devient :

$$\frac{\sigma_m}{\infty} + \frac{\sigma_c}{R} = \frac{P}{e} \quad (G.6) \Rightarrow \sigma_c = \frac{P \times R}{e} \quad (G.6')$$

En faisant l'équilibre entre la force pressante au fond du cylindre et les contraintes apparaissant dans l'épaisseur, on peut écrire :

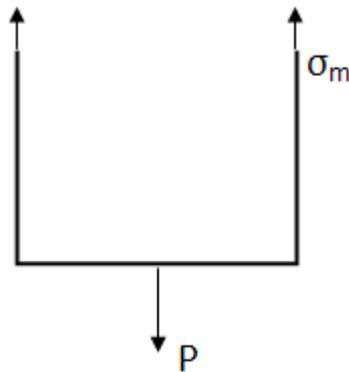


Figure 20 : Inventaire des forces sur un cylindre

$$\pi \cdot R^2 \cdot P = 2\pi \cdot R \cdot \sigma_m \cdot e \quad (G.7)$$

D'où l'expression de la contrainte méridienne :

$$\sigma_m = \frac{P \times R}{2e} \quad (G.8)$$

En comparant les formules (G.6') et (G.8), on constate que la contrainte méridienne est deux fois moins faible que la contrainte circonférentielle.

Par conséquent, il est préférable de ne pas utiliser des soudures suivant la longueur à moins que le coefficient de soudure soit assez élevé.

Il ne faut pas aussi oublier l'effet de corrosion provoqué par l'oxydation du métal au moment des soudures car cela influe sur la durée de vie de l'appareil.

### 3. Calcul préliminaire de dimensionnement

#### ◆ Principe de RHUSTON :

Ce principe consiste en un dimensionnement assurant à la fois l'efficacité et le minimum de dépense de tôles tel que le diamètre D de la cuve est égale à sa hauteur H. (Source : [IV-C])

$$D = H \quad (G.9)$$

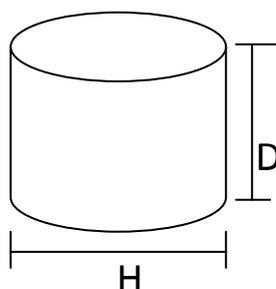


Figure 21 : Principe de Rhuston

## ◆ Démonstration :

Soient :

$S_t$  la surface totale de la cuve

$S_l$  la surface latérale

$S_1$  et  $S_2$  respectivement la surface du fond et du couvercle

On a

$$S_t = S_l + S_1 + S_2 \quad (G.10)$$

Avec

$$S_l = 2\pi.R.H = \pi.D.H \text{ et } S_1 = S_2 = \frac{\pi.D^2}{4}$$

En rapportant ces expressions dans l'équation (G.10), on a

$$S_t = 2 \times \frac{\pi.D^2}{4} + \pi.D.H \quad (G.11)$$

Or, le volume du cylindre est :

$$V = \frac{\pi.D^2}{4} \times H \quad (G.12)$$

$$\Rightarrow H = \frac{4.V}{\pi.D^2} \quad (G.12')$$

En introduisant cette expression de H dans (G.11), on obtient :

$$S_t = 2 \times \frac{\pi.D^2}{4} + \pi.D \cdot \frac{4.V}{\pi.D^2} = \frac{\pi.D^2}{2} + \frac{4V}{D} \quad (G.13)$$

Si on veut que la cuve ne subisse aucune déformation, on doit avoir  $\frac{dS_t}{dD} = 0$

$$\Rightarrow \pi.D - \frac{4V}{D^2} = 0$$

$$\Rightarrow V = \frac{\pi D^3}{4} \quad (G.14)$$

En égalisant (G.14) et (G.12) :

$$V = \frac{\pi D^3}{4} = \frac{\pi.D^2}{4} \times H \Leftrightarrow D = H$$

Cette condition n'est pas suffisante pour le cas d'un alambic. Il faut prendre en considération les mouvements des vapeurs :

- Mouvement ascendant
- Mouvement descendant

Par conséquent, on a la condition approximative suivant :

$$0,8 \leq \frac{H}{D} \leq 1,5$$

#### 4. Cas d'un cône soumis à une pression intérieure :

Les enveloppes coniques sont des raccords utilisés pour relier des viroles cylindriques ou des tubes de diamètre différents.

La figure ci-dessous nous montre les répartitions et les caractéristiques physiques d'un cône subissant une pression intérieure.

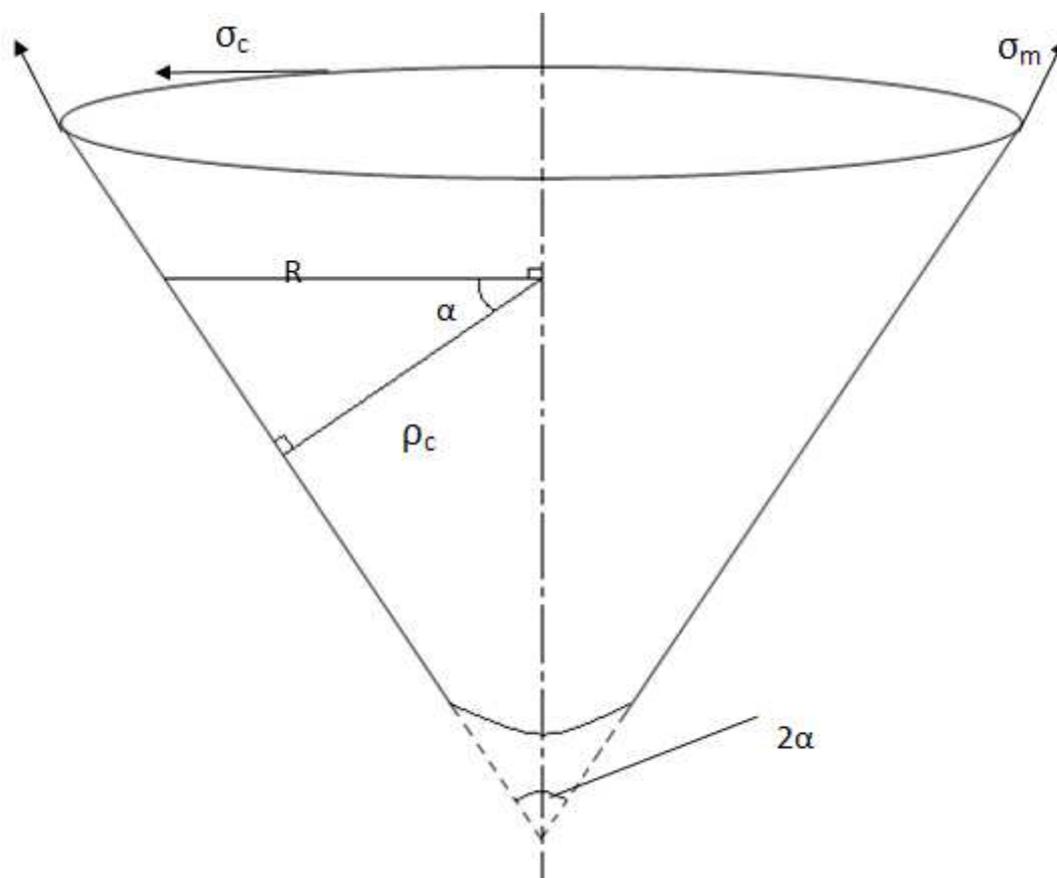


Figure 22 : Cône soumis à une pression intérieure

- $\sigma_m$  : contrainte méridienne
- $\sigma_c$  : contrainte circonférentielle
- $\rho_c$  : rayon de courbure de la parallèle
- $\alpha$  : angle d'ouverture
- $R$  : rayon d'une base imaginaire

Utilisons toujours l'équation de Laplace (1)

$$\frac{\sigma_m}{\rho_m} + \frac{\sigma_c}{\rho_c} = \frac{P}{e}$$

Avec :

$$\rho_m = \infty \text{ et } \rho_c = \frac{R}{\cos \alpha}$$

D'où, on obtient l'expression de la contrainte circonférentielle

$$\sigma_c = \frac{R.P}{e.\cos \alpha} \quad (G. 15)$$

Soit une force pressante sur un fond imaginaire d'expression :

$$\pi.R^2.P$$

Et soit l'expression de la projection sur un axe vertical de la somme des contraintes méridiennes :

$$2\pi.R.e.\sigma_m.\cos\alpha$$

En faisant l'équilibre entre ces contraintes, on obtient l'expression de  $\sigma_m$

$$\sigma_m = \frac{R.P}{2e.\cos \alpha} \quad (G. 16)$$

On constate que la contrainte circonférentielle est deux fois plus forte que celle de la méridienne.

## 5. Cas d'un tube soumis à une pression intérieure

On assimile les tubes ayant une forme cylindrique à des coques minces.

On aura donc 3 sortes de contraintes :

$\sigma_t$ : *contrainte circonférentielle*

$\sigma_l$ : *contrainte longitudinale*

$\sigma_r$ : *contrainte radiale*

On remarque que lorsque la pression est faible, la contrainte radiale est négligeable.

Les relations suivantes sont données par la bibliographie : (source : [IV-A] ; [IV-C])

$$\sigma_t = A \times P(1 + B)$$

$$\sigma_l = A \times P$$

$$\sigma_r = A \times P(1 - B)$$

Avec

$$A = \frac{1}{K_r^2 - 1} \quad B = \left(\frac{r_e}{r_x}\right)^2 \quad K_r = \frac{r_e}{r_i}$$

$r_x$ : rayon du point où l'on calcul la contrainte

$\sigma_t$  Travail en traction et  $\sigma_r$  en compression. Ces contraintes sont maximales sur la face interne du tube.

La contrainte longitudinale est constante dans toute l'épaisseur.

#### a. Expression des contraintes dans la face interne

$$\sigma_{tmax} = P \cdot \frac{K_r^2 + 1}{K_r^2 - 1} \quad (G.17)$$

$$\sigma_r = P \text{ (mais de signe négative)}$$

#### b. Cas des tubes minces

Tube mince  $\Leftrightarrow e \leq 0.1r_e$

On a les expressions des contraintes

$$\sigma_t = \frac{Pr_m}{e}$$

$$\sigma_l = \frac{Pr_m}{2e}$$

$$\sigma_r = 0$$

On démontre que  $F_l = P \cdot D_m \cdot L$  est l'effort linéaire équilibré par la contrainte circonférentielle exprimée par  $2 \cdot L \cdot e \cdot \sigma_t$

On a  $P \cdot D_m \cdot L = 2 \cdot L \cdot e \cdot \sigma_t$

$$\sigma_t = \frac{P \cdot D_m}{2 \cdot e} \quad \text{et} \quad \sigma_l = \frac{F}{S} = \frac{P \cdot D_m}{4 \cdot e}$$

### c. Pression de rupture des tubes minces

Cette pression de rupture peut être calculée par la formule de SVENSON :

$$P_m = R_m \cdot \frac{2 \cdot e}{(\sqrt{3})^{n+1} \cdot R_m}$$

n étant le coefficient d'écroûissage exprimé par :

$$n = -0,4 \frac{Re}{R_m} + 0,4$$

*Deuxième partie:*  
*Études expérimentales*



## II. Unité de chauffage

### 1. Combustion :

Notre source d'énergie sera des combustibles en bois, c'est pourquoi nous allons faire un bref rappel sur la combustion.

#### a. Définition :

La combustion est définie comme l'oxydation des éléments d'un combustible par l'oxygène de l'air.



#### b. Réaction :



L'oxygène joue le rôle de comburant, il doit être mis en excès pour obtenir une combustion complète.

#### c. Les combustibles

##### a) Composition du bois combustible

Tableau 7 : Composition du bois combustible

<b>Carbone</b>	50 %
<b>Oxygène</b>	43 %
<b>Hydrogène</b>	6 %
<b>Cendres</b>	1 %

Source : [IV-B]

## b) Caractéristiques physiques des combustibles :

❖ Pouvoir calorifique :  $I$ 

C'est la quantité de chaleur produite par 1kg ou 1m<sup>3</sup> de matières. Le pouvoir calorifique des bois est fonction de son humidité.

Tableau 8 : Pouvoir calorifique

	Pouvoir calorifique [Kcal/Kg]
<b>Bois frais</b>	1950
<b>Bois séché à l'air libre</b>	3700
<b>Bois séché au four</b>	4500

Source : [IV-B]

❖ Pouvoir comburivore :  $V_a$ 

C'est la quantité d'air nécessaire pour s'assurer d'une combustion complète.

$$V_a = \frac{1,01.I}{1000} + 1,65 \text{ [m}^3\text{]}$$

$$I: \text{pouvoir calorifique inférieur} \left[ \frac{\text{Kcal}}{\text{kg}} \right]$$

❖ Pouvoir fumigène :  $V_f$ 

C'est la quantité de fumées produite lors d'une combustion complète dans les conditions normales.

$$V_f = \frac{0,89.I}{1000} + 1,65 \text{ [m}^3\text{]}$$

## ◆ Conditions normales :

Tableau 9 : Conditions normales

<b>Température</b>	0°C
<b>Pression</b>	760 mmHg
<b>Volume molaire</b>	22034 m <sup>3</sup> /kmol

## III. Bouilleur :

Le bouilleur est la partie contenant le liquide à distiller, c'est-à-dire le produit de fermentation. Ce bouilleur sera directement chauffé à feu nu.

Il faut signaler que notre alambic n'est pas un appareil à pression. Cependant, on a essayé de respecter le plus possible les théories données dans les calculs préliminaires de dimensionnement de l'appareil.

## 1. Dimensionnement :

Le bouilleur que nous allons concevoir est envisagé à une capacité d'environ 400 Litres.

### a. Matériaux utilisés :

**Tableau 10 : Liste des matériaux utilisés**

Matériaux	Caractéristiques	Quantité
Tôle inox	Epaisseur : 15/10	2x200x100 mm
Tube inox	φ : 64 mm	80 mm
Tôle noire	Epaisseur : 15/10	1x700x100 mm
Fer corné	Epaisseur : 40mm	6 m
Bouchon	Galvanisé	1

En combinant les matériaux disponibles avec notre calcul, on a obtenu le dimensionnement suivant :

*Diamètre: 760 mm*

*Hauteur: 1000 mm*

En effet, cette dimension vérifie la relation donnée dans l'étude bibliographique :

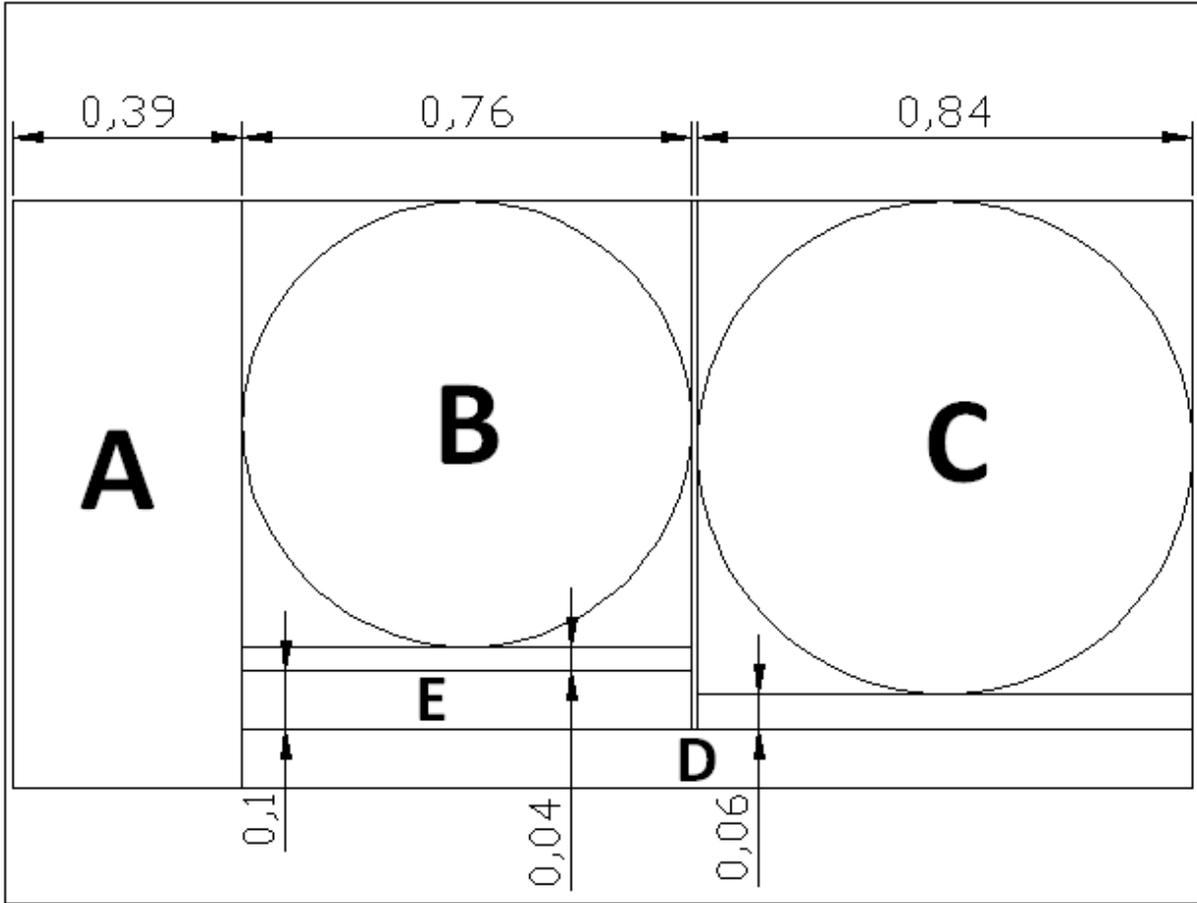
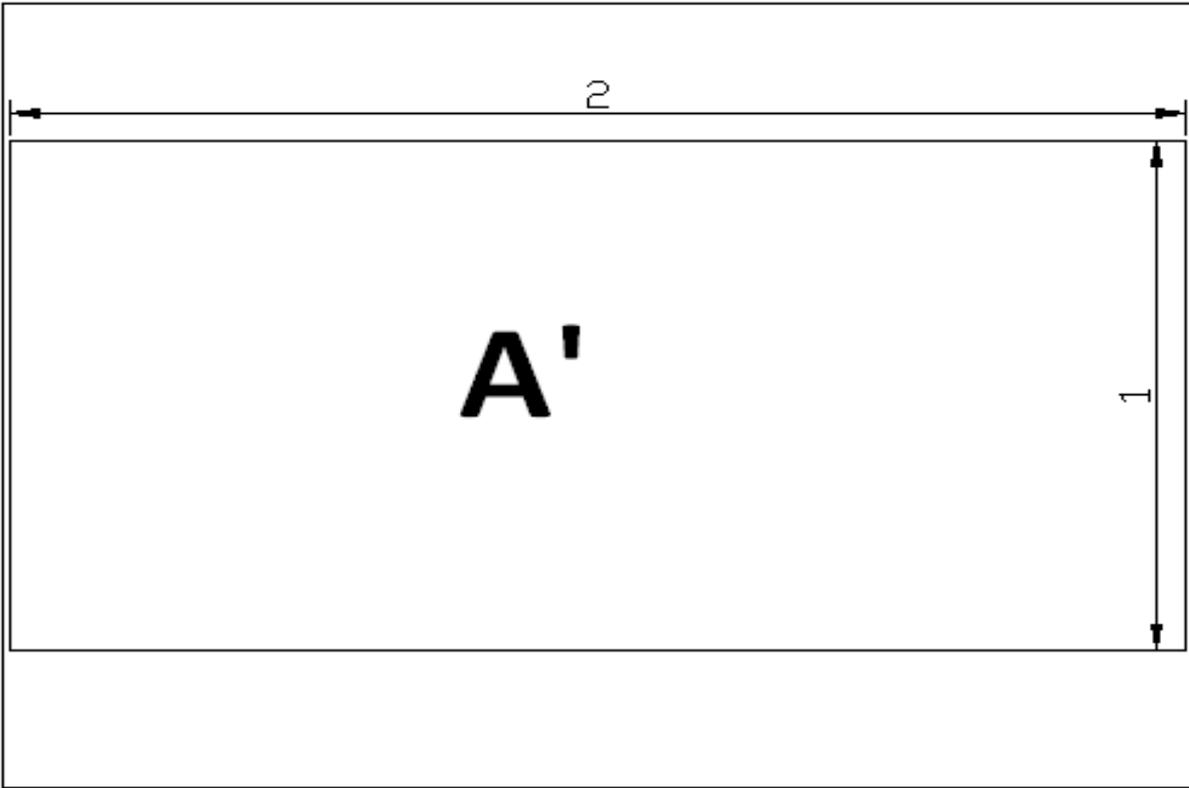
$$0,8 \leq \frac{H}{D} \leq 1,5$$

### b. Gestion des tôles :

On dispose de 2 tôles inoxydables de 1mx2m chacun et 1 tôle noire de 1mx2m.

Or le développement du diamètre 760mm donne approximativement 2390 mm, ce qui nécessite un assemblage selon la planche ci – dessous.

2. Travaux de découpage des tôles :



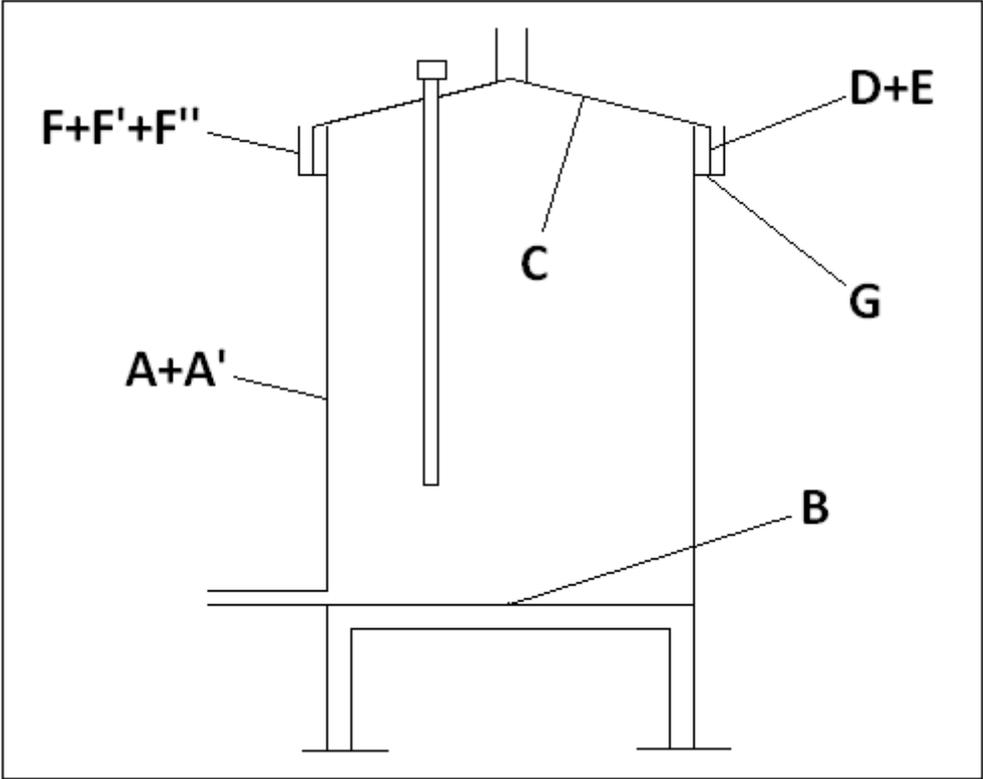
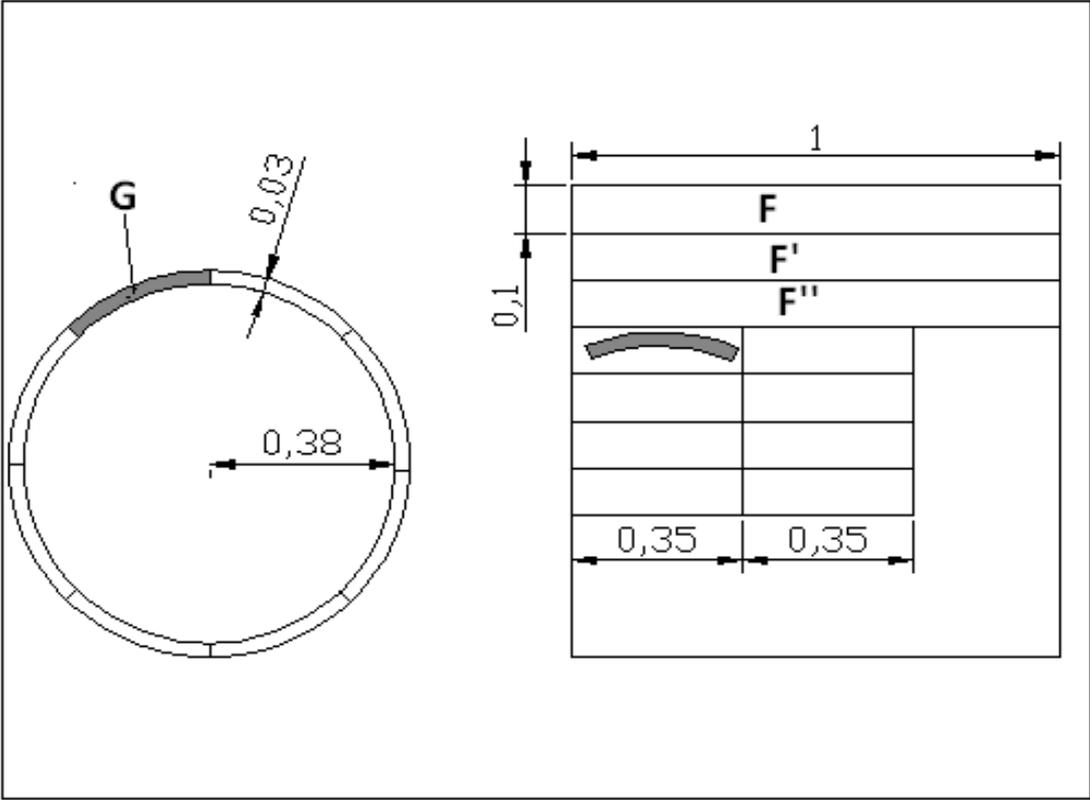
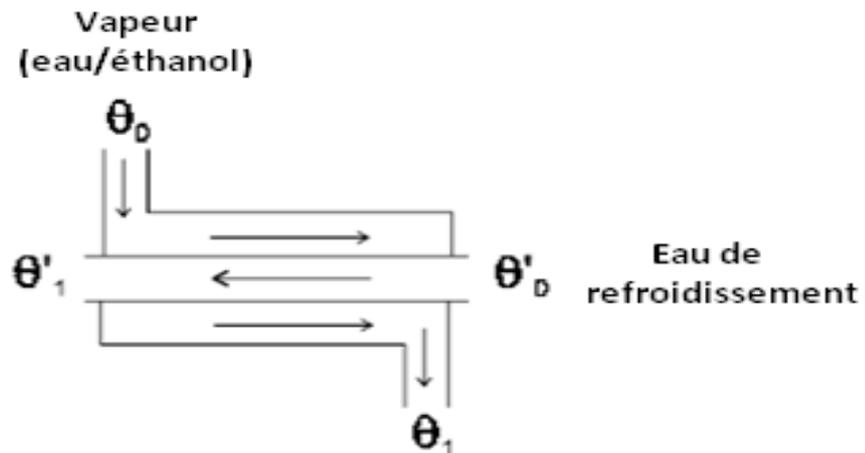


Figure 24 : Travaux de découpage des tôles

## IV. Condenseur :

Le problème de condenseur repose sur le calcul de la surface d'échange de chaleur qui nous conduit à la détermination de la longueur du serpentin nécessaire à la condensation.

Nous allons adopter la circulation à contre – courant. Pour cela, reprenons la figure n°16 :



Données :

$$\theta_0 = 78 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\theta_1 = 50 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\theta'_1 = 35 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\theta'_0 = 20 \text{ } ^\circ\text{C}$$

débit de l'eau réfrigérant:  $De = 0,500 \text{ kg/s}$

Conductivité thermique de l'alcool à 40%:  $\alpha_v = 1387,79 \text{ J/h.m}^2$

Conductivité thermique de l'eau réfrigérant:  $\alpha_e = 2222,23 \text{ J/h.m}^2$

Conductivité thermique du cuivre:  $\lambda = 564975 \text{ J/h.m}^2$

Chaleur latente de vapeur d'alcool:  $1254 \cdot 10^{-3} \frac{\text{J}}{\text{kg}}$

chaleur spécifique de l'eau réfrigérant:  $4,18 \text{ J/kg}$

chaleur spécifique de l'alcool à 50%:  $3348 \text{ J/kg}$

Épaisseur du serpentin:  $e = 0,001\text{m}$

Diamètre intérieur du tube:  $d_i = 0,014\text{m}$

Diamètre extérieur du tube:  $d_e = 0,016\text{m}$

On peut définir la moyenne logarithmique des différences de température des fluides entre les extrémités.

$$\Delta\theta_m = \frac{\Delta T - \Delta t}{\ln \frac{\Delta T}{\Delta t}}$$

Avec :

$$\Delta T = |\theta_0 - \theta'_0| = |78 - 50| = 28$$

$$\Delta t = |\theta_1 - \theta'_1| = |20 - 35| = 15$$

$$\Delta\theta_m = 20,83$$

On peut maintenant écrire le flux de chaleur échangé entre les deux fluides.

$$|\Phi| = |\Phi'| = De \cdot c'_p (\theta'_1 - \theta'_0) = K \cdot S \cdot \Delta\theta_m$$

Il nous reste à calculer le coefficient global d'échange :

$$K = \frac{2\pi}{\frac{1}{h_i r_i} + \frac{1}{h_e r_e} + \frac{1}{\lambda} \ln \frac{d_e}{d_i}}$$

$r_e$  et  $r_i$  sont les rayons respectifs intérieur et extérieur du serpentin

Application numérique :

$$K = 40,85$$

On peut maintenant calculer la surface de chauffe. Après calcul, on a trouvé  $S = 0,37m^2$  et on le rapporte à la longueur du serpentin.

$$L = 7,36 \text{ m}$$

## 1. Conception du condenseur

Le calandre du condenseur est fait avec de la tôle noire et le serpentin avec du tube en cuivre. Le serpentin est disposé en spirale dans le condenseur. Pour améliorer le transfert thermique, on a implanté des chicane en son intérieur.

**Tableau 11 : Matériaux utilisés**

Matériaux	Caractéristiques	Quantité
Tôle plane noire	15/10	1 m <sup>2</sup>
Tube en cuivre	$\phi_{\text{int}} : 14 \text{ mm}$ $\phi_{\text{ext}} : 16 \text{ mm}$	7 m
Fer carré	-	3 m

## V. Autre utilisation de l'alambic

Le domaine d'utilisation de l'alambic ne se limite pas simplement à la distillation d'alcool. On peut aussi l'utiliser pour extraire de l'huile essentielle après quelques modifications de l'appareil. Il faut le munir d'une grille servant de support pour les matières végétales selon le schéma suivant :

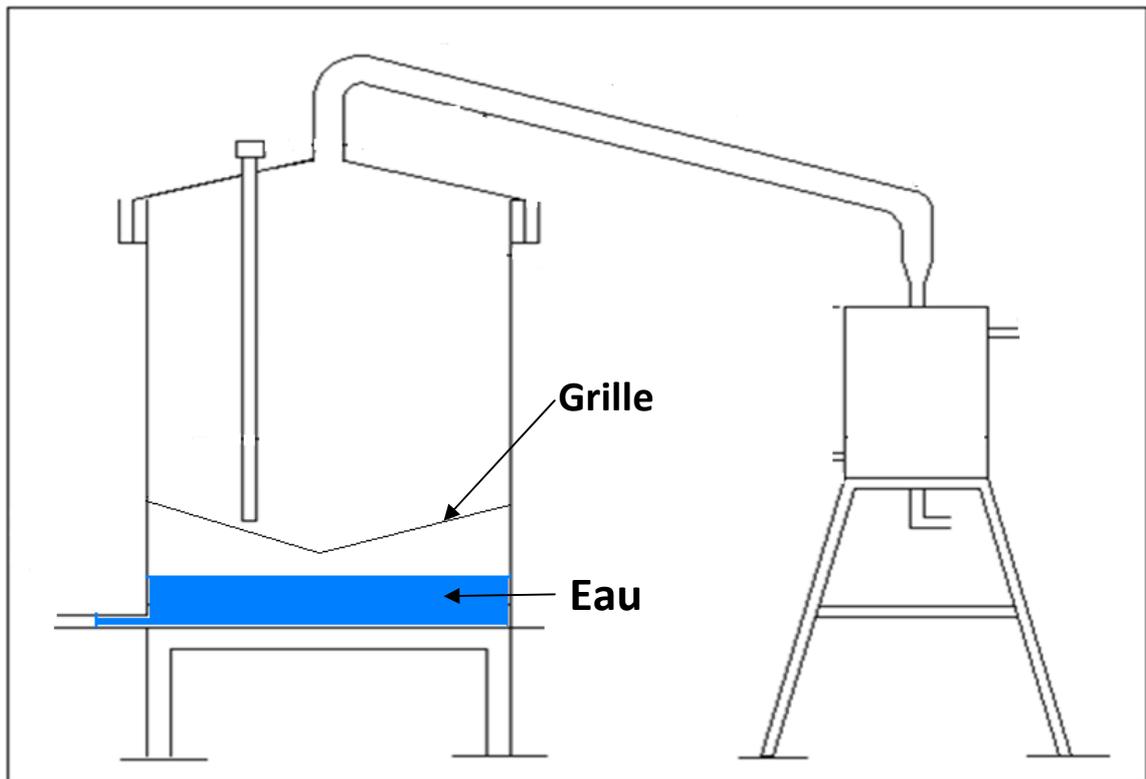


Figure 25 : Installation en cas d'extraction d'huiles essentielles

Pour conclure cette partie, on peut dire que la conception et la réalisation d'un appareil se situe parmi les travaux que doit faire face un ingénieur en Génie Chimique. En ce qui concerne notre appareil, sa réussite repose sur les précisions de calcul et un bon découpage des tôles.

## Chapitre II : Essais en laboratoire

Lors des essais en laboratoire, on a procédé des 4 façons suivantes :

- *Echantillon n°1* :
  - Epluchage des bananes (2Kg)
  - Broyage
  - Ajout de levure (4g)
- *Echantillon n°2*
  - Epluchage des bananes (2Kg)
  - Broyage
  - Ajout de levure (4g)
  - Ajout de sucre (100g)
- *Echantillon n°3*
  - Epluchage des bananes (2Kg)
  - Broyage
  - Ajout d'eau tiède (1L)
  - Ajout de levure (4g)
  - Ajout de sucre (200g)
- *Echantillon n°4*
  - Epluchage des bananes (2Kg)
  - Chauffage des pulpes et refroidissement
  - Ajout de levure (4g)
  - Ajout de sucre (100g)

Lors de ces essais, on a pu constater que :

- L'adjonction de sucre permet d'augmenter le taux d'alcool produit par fermentation. La quantité optimale de sucre à ajouter est de 100g par litre de moût.
- L'adjonction d'eau augmente la quantité de moût et augmente ainsi la quantité de produits.
- Le chauffage des pulpes tue tous les microbes et bactéries susceptibles d'être présents dans le moût.

**Tableau 12 : Taux d'alcool en fonction du sucre ajouté**

<b>Taux de sucre (g/L)</b>	0	20	40	60	80	100	120	150
<b>°GL</b>	3	6,5	8	9	10,5	11	9	8,5

Source : [VI-A]

## I. L'EXTRACTION DU JUS (ou moût)

La plus courante manière d'extraire le jus de banane est le pressage à l'aide de l'inflorescence de papyrus. Cela donne un bon rendement en extraction et une meilleure qualité de jus. Mais il est assez difficile de trouver de l'inflorescence de papyrus à Madagascar. C'est pourquoi on s'est contenté d'une filtration à travers d'un linge en coton.

Avec l'inflorescence de papyrus, on peut obtenir 0,5L de jus à partir de 1kg de pulpe.

## II. Fermentation

La fermentation ne pose pas de problème et dure en moyenne 8 jours dans les conditions ambiantes.

### 1. Traitement de vin

Avant toute consommation, il est nécessaire de faire quelques traitements pour avoir la qualité voulue:

- Clarification par collage : floculation et sédimentation des particules en suspension
- Centrifugation

**Tableau 13 : Composition du vin de banane**

Acide tartrique	6,45000 g/L
Acide acétique	0,130000 g/L
Teneur en sucre	23,25000 g/L
Alcool éthylique	0,001500 g/L
Brix	9,6 (20°C)
Calcium	0,009640 g/L
Fer	0,007800 g/L
Potassium	0,123870 g/L
Sodium	0,003260 g/L
Vitamine C	0,00000
Thiamine (B1)	0,005100 g/L
Riboflavine (B2)	0,008300 g/L
Niacine	0,002540 g/L
Vitamine A	0,001300 g/L

Source : [VI-A]

A la fin de la fermentation, on a pu obtenir du vin à 11°GL d'alcool dans les conditions optimales.

### III. Distillation

On s'est contenté d'une rectification pour les essais en laboratoire.

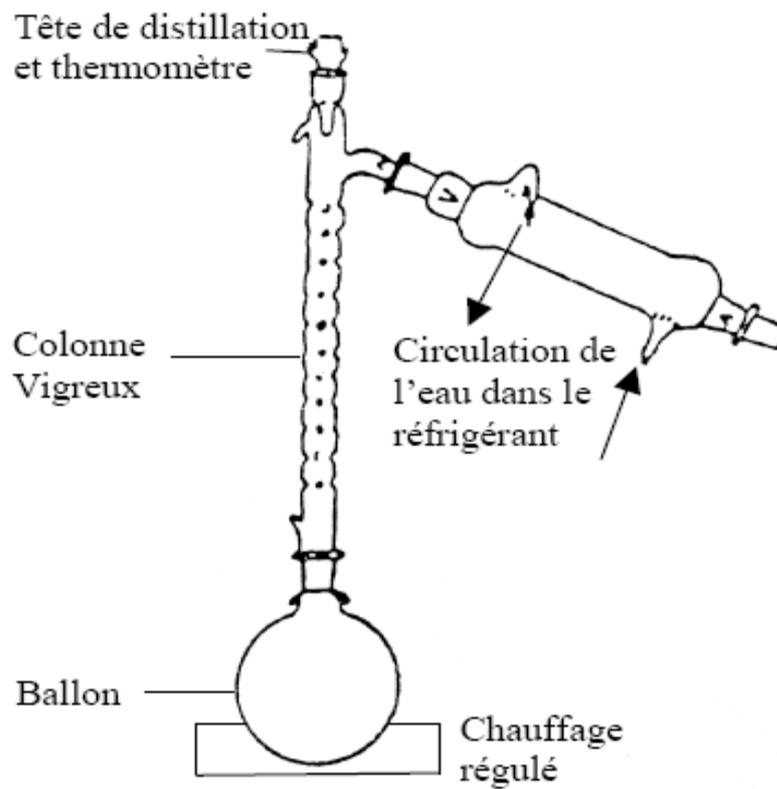


Figure 26 : Distillation au laboratoire

#### ○ Résumé des expériences :

Tableau 14 : Expériences au laboratoire

Moût	
Pulpe de bananes	2kg
Jus	1L
Sucre	100g
Levure	4g

**Tableau 15 : Résultat des expériences au laboratoire**

Résultats	
<b>Vin</b>	1L à 13°GL
<b>Alcool</b>	80 mL à 90%

Lors de ces essais au laboratoire, nous avons pu choisir le meilleur procédé à adopter et constater déjà les problèmes préliminaires auxquels on doit faire face. Cependant, ceci ne constitue seulement que la première étape du projet. D'où la première extrapolation à l'échelle pilote.

# Chapitre III : Essais à l'échelle pilote

## I. Introduction :

Après les essais et recherches faits au laboratoire, il nous est nécessaire de concevoir une petite unité pilote afin de faire une étude de faisabilité du projet :

- Savoir si le projet est rentable
- Prévoir les éventuels problèmes qu'on a à faire face lors de la production
- Effectuer une étude économique préliminaire

Voici un aperçu global des étapes d'essais pilote.

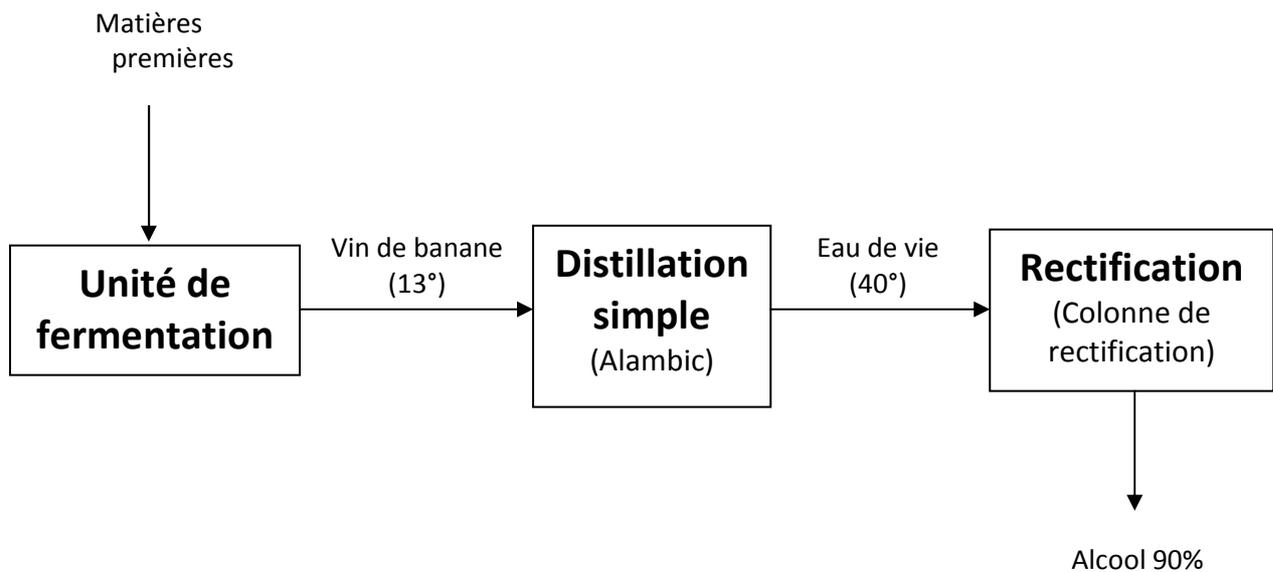


Figure 27 : Etapes lors des essais pilotes

## II. Fermentation :

### 1. Mode opératoire :

On a choisi le procédé selon l'échantillon n°3 pour obtenir le maximum de quantité de moût avec le meilleur rendement en fermentation.

- Epluchage
- Broyage et extraction du jus
- Ajout d'eau tiède
- Ajout du sucre et de la levure
- Introduction dans la cuve de fermentation

## 2. Conditions opératoires :

- pH : 4,5
- Température du moût : 25°C
- Cuve hermétique

## 3. Résultat de la fermentation :

On a obtenu du vin à 11°GL après 3 jours de fermentation. La mesure du taux d'alcool a été faite par une simple distillation.

## 4. Problèmes rencontrés durant cette étape :

- L'extraction du jus s'avère très délicate car il pourrait y avoir une grande perte de matière première, ce qui conduit à un rendement faible de l'extraction.
- Il est aussi important de régulariser la température et de le garder à 25°C.
- Bien évacuer le gaz produit.
- Vient aussi le problème de mélange pour bien répartir les levures.
- Surtout, veiller à la stérilisation de la cuve et du moût.

## 5. Traitement du vin :

Le vin produit est filtré à travers du linge en coton pour en extraire les résidus solides. Le vin est stocké dans des bouteilles à l'abri de l'air pour éviter son oxydation.

## 6. Appareillage :

La fermentation s'est produit dans une bonbonne de capacité 250L, seuls les 200L ont été remplis. On a muni la bonbonne d'un tuyau d'évacuation de gaz barboté dans de l'eau.

### III. Distillation simple :

A la fin de la fermentation, le premier produit est filtré et est introduit dans l'alambic où s'effectuera la distillation.



Figure 28 : Installation de l'alambic

#### 1. Résultat de la distillation simple :

Il faut noter que c'est la première utilisation de l'alambic.

La première goutte est apparue après une heure. Une prise toutes les 5 mn on été effectué au début de la distillation et toutes les 15 mn après un certain temps.

Les résultats se présentent alors comme le montre le tableau suivant.

Tableau 16 : Résultat de la distillation simple

Temps après 60 mn [mn]	Feu	Degré alcoolique [°GL]
0	Fort	59
5	Modéré	50
10	Fort	52
15	Fort	55
20	Modéré	49
25	Modéré	50
30	Modéré	46
35	Modéré	44
50	Modéré	40
65	Modéré	40
80	Modéré	35
95	-	28
110	-	20
125	-	20
140	-	15
155	-	10
160	-	8
175	-	5

### a. Interprétation des résultats

Au tout début de la distillation, on constate que le degré alcoolique est en son maximum qui est de 59°GL. Ce degré varie ensuite, pendant les 25 premières minutes, en fonction du feu. Avec modération du feu, on peut obtenir un degré plus ou moins stable de l'alcool.

Après un certain temps, on constate que le degré alcoolique diminue progressivement. Ce qui signifie que la distillation ne va pas tarder à finir.

On peut voir clairement ces résultats sur l'histogramme ci-dessous :  $^{\circ}GL = f(t)$

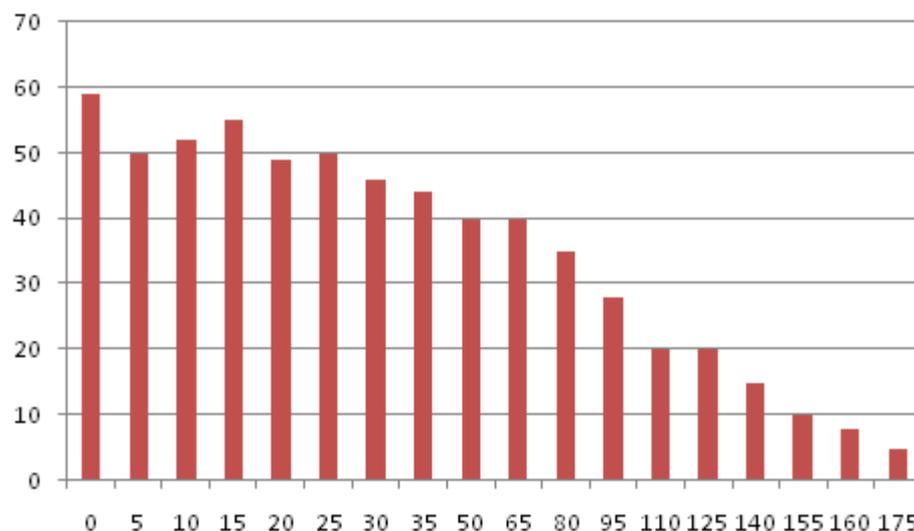


Figure 29 : Histogramme des résultats de la distillation

Toutefois, on a pu constater l'efficacité de l'alambic :

- Rendement : 73% sans compter les pertes
- Débit : 7,5 L/h

## 2. Problème rencontrés :

- C'est le chauffage du bouilleur qui pose problème. Il faut modérer le feu à une quantité raisonnable de combustible.
- Vient aussi le problème de présence de méthanol. Il faut d'abord chauffer le mélange à environ 65°C pour faire fractionner le méthanol présent. Après, on est presque sûr que le condensat recueilli sera de l'alcool éthylique.

# IV. Rectification :

## 1. Appareillage :

Cette colonne a été conçue par ANDRIAMASY Harinambintsoa, un ancien étudiant dans le Département Génie chimique, promotion 2001.

### ◆ Description de la colonne :

- Capacité: 60L
- Rectificateur à garnissage : 7 plateaux
- Rectificateur avec reflux
- Chauffage au feu de bois
- Condenseur :
  - Circulation à contre – courant
  - Serpentin en cuivre : L = 8m
- Hauteur : 4m



Figure 30 : Installation du rectificateur

## 2. Manipulation de la colonne

On a suivi les indications données par le concepteur de la colonne. On introduit dans la chambre de combustion une quantité modérée de combustible (environ 30kg). La première goutte est aperçue après 120 mn. Le résultat de leurs expériences est donné par le tableau ci-dessous.

**Tableau 17 : Manipulation et résultats du rectificateur pilote**

Temps compté après 120mn	°GL d'alcool	Quantité de distillat	Angle d'ouverture de la vanne de reflux
5-10	93	0.45	90
5-10	87	0.47	75
10-20	90	0.95	60
20-30	89	0.95	45
30-40	90	0.95	30
40-45	89	0.95	15
45-50	90	0.45	0
50-55	90	0.45	0
55-60	40	0.95	0

Source : [VI-B]

Débit du distillat : 0,95L/10mn

Rendement : 78,75%

## 3. Résultats :

D'après les expériences menées par le concepteur du rectificateur, 30kg de combustible suffit pour 50L d'alcool. Nous, on a consommé environ 10Kg de combustible en bois.

Lors des essais, on a suivi la manipulation donné par le concepteur du rectificateur. La vanne de reflux est maintenue fermée jusqu'à la première goutte d'alcool, et on ouvre la vanne d'environ 15° tout les 10 minutes. La première goutte a été observée après environ 1h45mn.

Les résultats de nos expériences sont résumés sur le tableau suivant.

Tableau 18 : Résultats de la rectification

Temps compté à partir de 1h45mn	Ouverture de la vanne [°]	°GL
0	0	87
10	15	84
10-15	15	86
15-20	30	85
20-25	30	86
25-30	45	86
30-40	60	85
40-50	75	85
50-60	90	84
60-70	90	84
70-80	90	82
80-90	90	80
90-100	90	79
100-110	90	57
110-112	90	45

Contrairement aux résultats obtenus par le concepteur, le maximum du degré qu'on a obtenu était de 87°GL. Ceci est probablement dû à la quantité de combustible qu'on a consommé.

En graphique, ces résultats donnent :

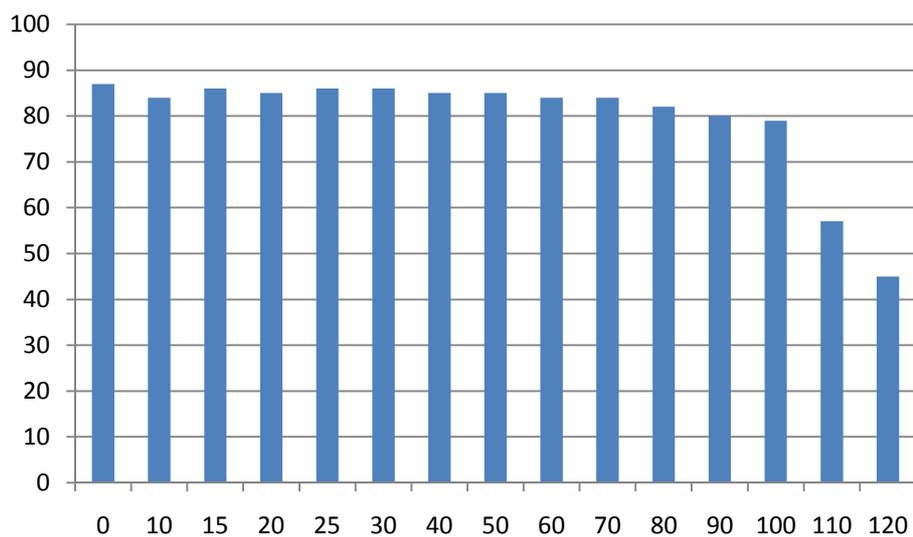


Figure 31 : Histogramme de la rectification

#### 4. Problème rencontrés :

- En distillation qu'en rectification, le problème de chauffage se rencontre toujours.
- Ici, le degré alcoolique dépend aussi du réglage du taux de reflux

### V. Résumé des résultats des expériences pilotes

Tableau 19 : Résultats des expériences pilotes

Produit de fermentation à 11°GL	150L
Ethanol à 40°GL	30L
Ethanol hydraté à 86°GL	11L

On peut dire de ces résultats que la production est assez réussie alors qu'il y avait les imperfections de la méthode, les divers problèmes et les pertes.

C'est en effet l'objectif de cette première extrapolation : déterminer tous les problèmes susceptibles de subvenir lors de la production d'alcool.

On essaiera de trouver des solutions adéquates aux problèmes rencontrés lors de cette étape dans notre projet de production à grande échelle.

# Chapitre IV : Projet de production à grande échelle

## I. Objectif :

On se fixe l'idée d'exploitation de bananes en produisant :

- Du vin de bananes
- D'eau de vie (40°GL)
- De l'éthanol hydraté (90°)

## II. Itinéraire de production :

- Cueillage des bananes
- Stockage et Murissement
- Epluchage
- Extraction de jus par pressage
- Fermentation
- Distillation

### III. Plan de production

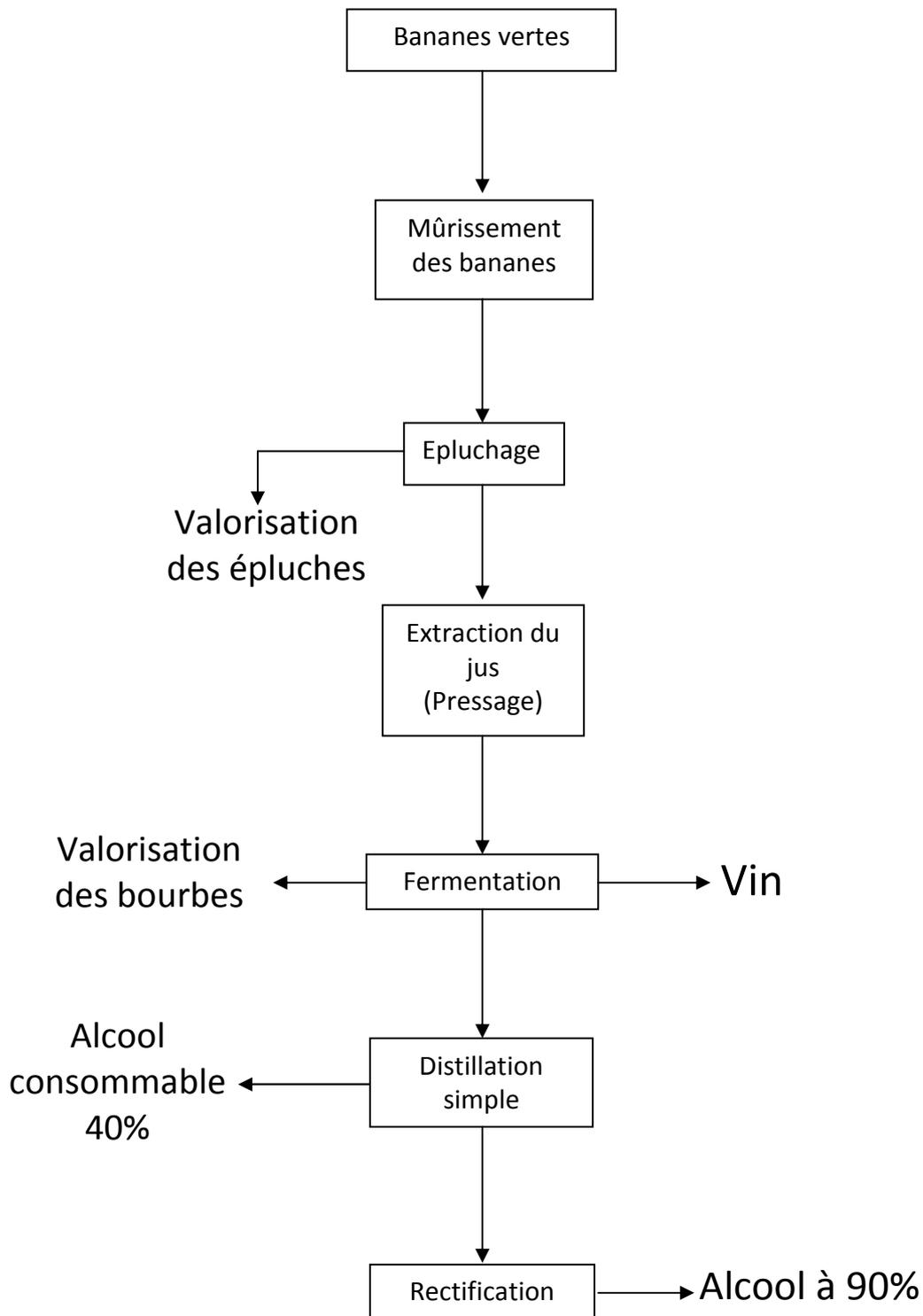


Figure 32 : Plan de production à grande échelle

Nous allons décrire un à un ces étapes de production.

## IV. Généralité sur la banane

### 1. Valeur nutritionnelle

La banane est un aliment très nourrissant. Elle contient 23% d'hydrates de carbone pour 0,2% de graisse. Le taux de cholestérol est de 0,00%. 100 g de bananes contiennent aussi peu de calories que 100 g de yaourt aux fruits. De tous les fruits connus, la banane contient le plus de protéines. Ensuite il y a les sucres, une banane mûre donne de l'énergie et est vivement conseillée à ceux qui pratiquent des sports d'endurance. Elle contient en plus du magnésium, du sélénium, du potassium, du fer et toutes sortes de vitamines.

Elle peut également aider à surmonter ou empêcher un nombre substantiel de maladies.

Les bananes sont riches en vitamine-B qui aide à calmer le système nerveux.

### 2. Les conditionnements :

Les bananes sont entreposées dans des chambres de maturation hermétiques, durant 6 à 8 jours à une température d'environ 14,5°C. Cette température stabilisée permet un développement plus harmonieux des bananes de tailles différentes.

### 3. Mûrissement des bananes :

Les bananes ne sont pas cueillies mûres du bananier. Au contraire, on les cueille quand elles sont encore vertes et on les fait subir un mûrissement forcé.

#### ○ *Phases pratiques et techniques de mûrissage*

Nous distinguons quatre temps de maturation (*source : [VI-E]*) :

#### ◆ Chauffage

On augmente régulièrement la température de 11°C jusqu'à 17°C/18°C. Cette augmentation doit être très progressive de manière à permettre l'évolution lente de la température de la pulpe jusqu'à environ 16°/17° au bout de 24h.

#### ◆ Gaz

On fait une application d'azéthyl (5% d'éthylène et 95% d'azote) pour obtenir une coloration homogène des fruits après la mise en chauffe. On fait une seule émission pendant 24h, la température de l'air ne doit pas dépasser 18°C.

### ◆ Ventilation

Il est recommandé d'atteindre une ventilation relativement élevée permettant un renouvellement d'air de l'ordre de 90% de changement par heure. Ce renouvellement doit être effectué matin et soir pendant une heure après l'émission de gaz.

### ◆ Froid

Le chauffage est arrêté et le gaz a été ventilé. Pendant le troisième jour, on maintient la température de la pulpe stationnaire aux environs de 16°/17°.

On laisse les bananes pendant 3 jours sans oublier de maintenir la température.

En résumé, le mûrissement des bananes dure environ 6 jours.

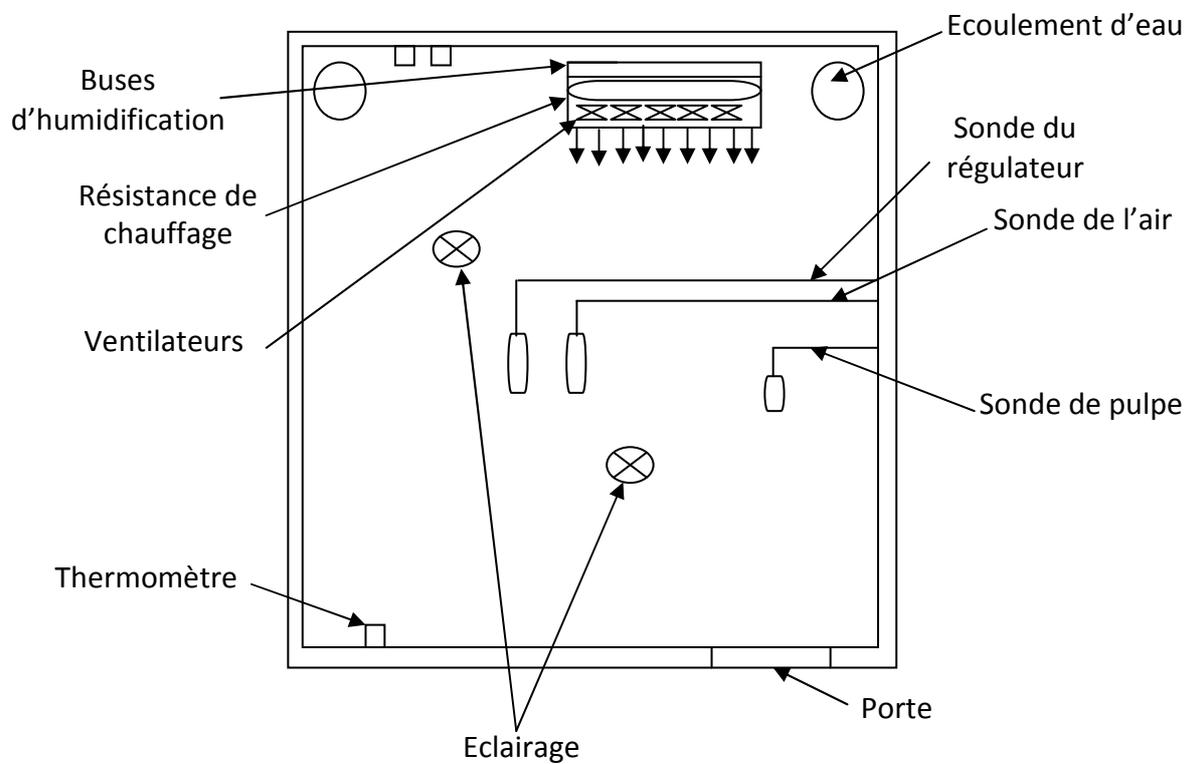


Figure 33 : Chambre de maturation des bananes

#### 4. Composition de la banane

Tableau 20 : Composants principaux (g/100g)

Eau	Azote	protéines	Graisse	Hydrates de carbone	Sucre simple	Amidon et dextrine	Fibres
<b>70,7</b>	0,18	1,1	0,3	19,2	16,2	3,0	3,4

Source : [VI-G]

Tableau 21 : Eléments minéraux (mg/100g)

Sodium	Potassium	Calcium	Magnésium	Phosphore	Fer	Cuivre	Zinc	Soufre	Chlore
<b>1</b>	350	7	42	28	0,4	0,16	0,2	13	79

Source : [VI-G]

Tableau 22 : Vitamines dans la banane (mg/100g)

Carotène	Vitamine E	Vit. B1 (thiamine)	Vit. B2 (Riboflavine)	Vit. PP (acide nicotinique)	Vit. C (acide ascorbique)	Vit. B6 (Pyridoxine)	Acide pantothénique)	Acide folique total
<b>200</b>	0,2	0,04	0,07	0,6	10	0,51	0,26	22

Source : [VI-G]

Apport énergétique : 80 à 90 kcal pour 100 g de banane fraîche, alors que 100 g de banane séchée apportent près de 300 k

## V. Epluchage

Sur ce point, effectuera une recherche précis pour facilité l'épluchage.

### 1. Valorisation des épluches

Pour une grande quantité de bananes, on aura aussi une grande quantité d'épluches. Il est donc indispensable de les valoriser.

- Nourriture de bétails
- Transformation en engrais

## VI. Extraction du jus

Les bananes épluchées sont très vite et directement introduites dans le pressoir pour qu'elles ne s'oxydent pas à l'air libre.

Comme il est décrit précédemment, l'extraction du jus sera meilleure si on utilise de l'inflorescence de papyrus.

### 1. Unité de presse :

On envisage aussi d'adapter une unité de presse en continue combinée avec de l'inflorescence de papyrus dans sont intérieur et sur ses filtres latéraux.



Figure 34: Unité de presse en continue

○ *Description de la presse :*

- presse électrique en continue
- Temps de pressurage court
- Remplissage facile et facilité de nettoyage
- Volume important de vin pressé et de bonne qualité
- Volume de bourbes faible
- Faiblement encombrant

## VII. Fermentation :

Le processus de fermentation est le même qu'à l'échelle pilote. Cependant, la différence est remarquée sur la taille du fermenteur et sur son installation comme la montre la figure ci-dessous.

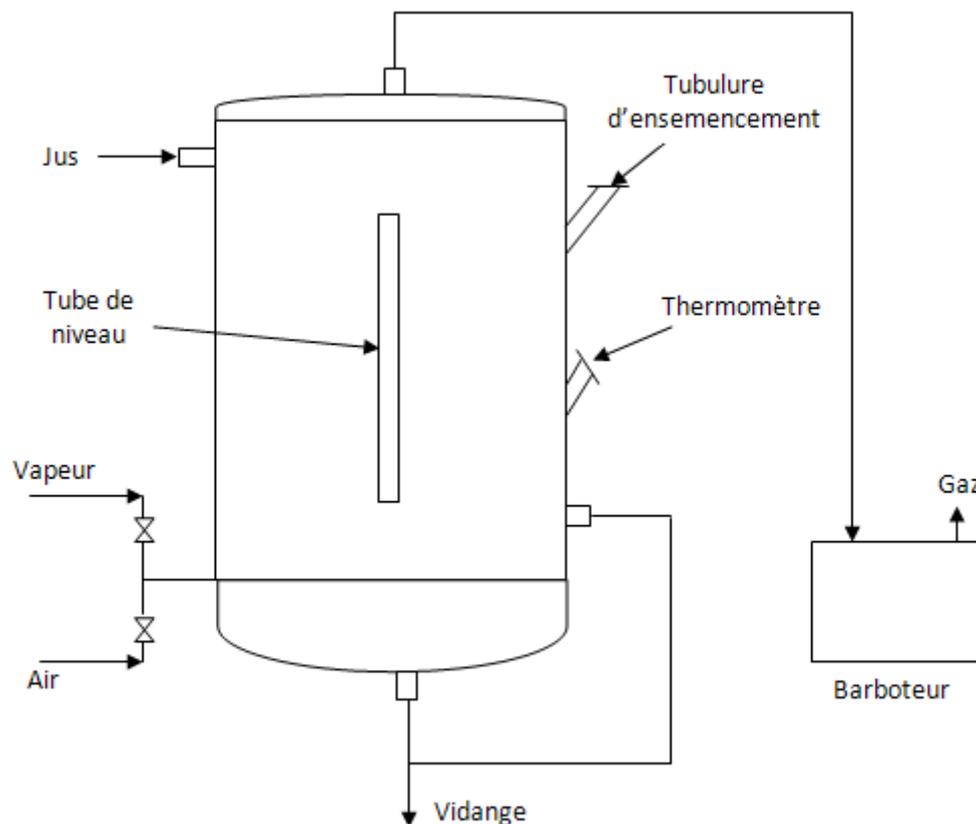


Figure 35 : Cuve de fermentation

○ *Description :*

Cette cuve est en acier et munie d'un tube de niveau. Elle peut être :

- stérilisé à la vapeur
- refroidi par serpentín ou par arrosage extérieur

- rempli ou vidé en totalité ou en partie du fait des deux évacuations à la base et sur le côté. Un thermomètre donne la température exacte du moût.
- aéré à volonté par barbotage d'air stérilisé

Avant d'être commercialisé, le vin doit subir les traitements mentionnés précédemment.

## **1. Valorisation des bourbes**

Les résidus de presse contiennent encore certains des éléments cités précédemment. Leur valorisation s'avère donc nécessaire. Pour le moment, on les utilisera comme nourritures animales.

## **VIII. Distillation simple et rectification :**

Pour pouvoir produire beaucoup d'alcool, il nous faut un alambic et une colonne de rectification possédant une grande capacité ou de capacité moyenne mais en plus grand nombre.

Il est aussi possible de concevoir une unité de distillation fractionnée pour obtenir d'un seul coup les deux produits.

## **IX. Installation :**

Le procédé de production sera en continue avec les installations adéquats. Une presse en continue remplit une première cuve de stockage qui alimentera successivement 3 cuves de fermentation. Les produits de fermentation seront filtrés et stockés dans une deuxième cuve. Cette dernière alimentera à son tour 2 distillateurs dont l'un produira directement de l'eau de vie et l'autre sera monté en série avec une colonne de rectification.

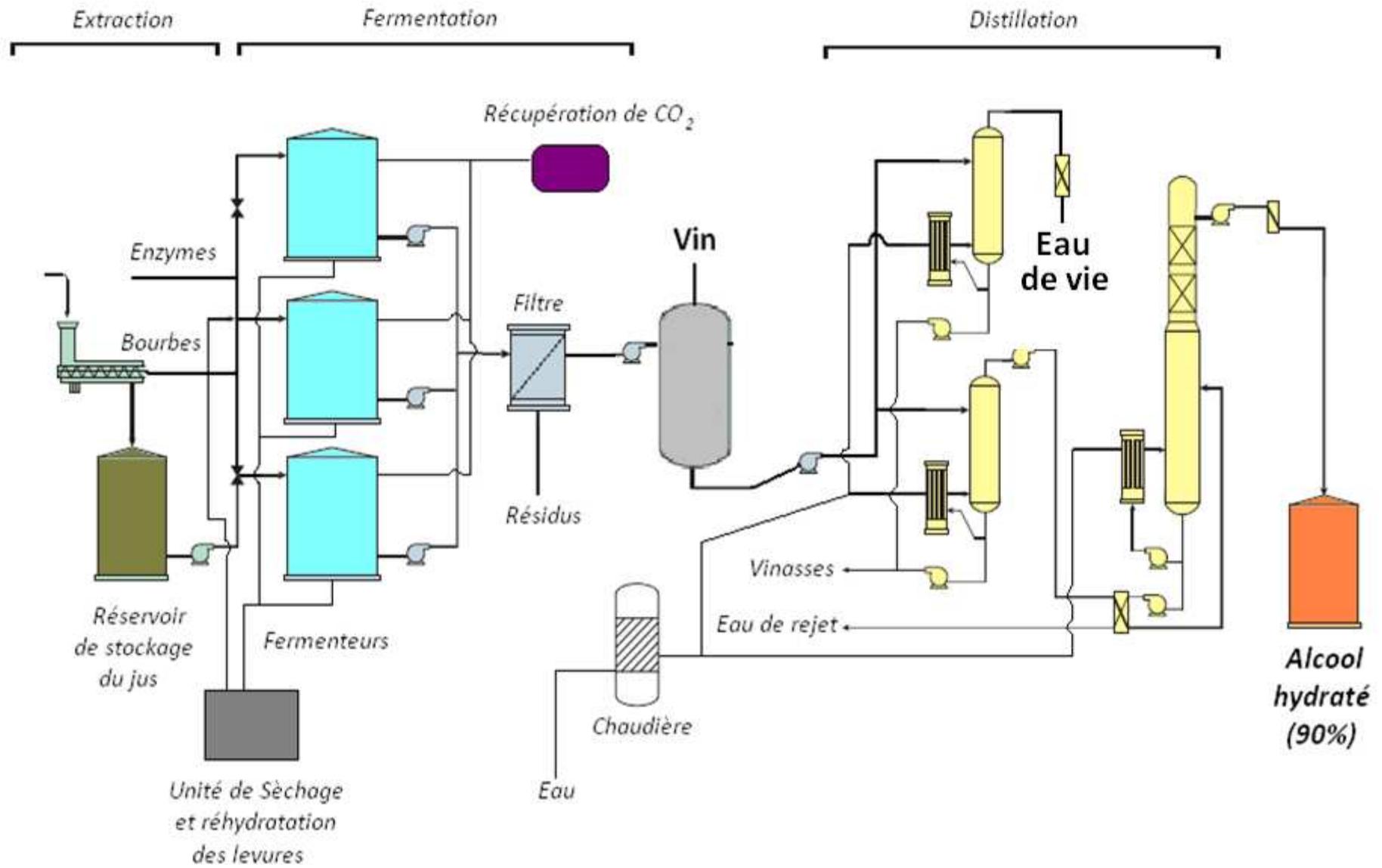


Figure 36 : Flow - Sheet

## X. Description des appareillages

- 1 presse en continue de grande capacité
- 1 réservoir de stockage : 100 HL
- 3 fermenteurs : 50 HL chacun
- 1 réservoir de stockage de vin : 150 HL
- 2 unités de distillation simple
- 1 colonne de rectification
- 1 chaudière
- 12 pompes
- 1 cuve de récupération de gaz
- 1 filtre
- 1 unité de recyclage de levures

## *Troisième partie:*

# *Aspect économique et environnemental du projet*

# Chapitre I : Evaluation économique

## I. Echelle pilote

### 1. Production envisagé

Dans notre cas, le passage d'étape à un autre reste encore en discontinu. De ce fait, on fixera les chiffres de production par période d'une semaine.

Tableau 23 : Production par semaine

	Prix de vente des produits/Litre (Ar)	Quantité	Montant
Vin	2 000	250L	500 000
Rhum	3 000	400L	1 200 000
Ethanol hydraté à 90%	5 000	140L	700 000

Total.....2 400 000 Ar

### 2. Devis de confection des appareils

#### o *Alambic*

Les prix des matériels sont ceux de la quincaillerie « RNB Besarety »

Tableau 24 : Devis de l'alambic

Matériaux	Prix/unité (Ar)	Nombre	Montant (Ar)
TPI (15 /10)	(2 m <sup>2</sup> ) 795 500	2	1 591 000
TPN (15/10)	(2m <sup>2</sup> ) 79 000	1	79 000
Tube inox (φ : 64mm)	(3m) 135 000	2/3	90 000
Tube inox (φ : 34mm)	(3m) 67 500	1/2	33 750
Tube en cuivre	(1m) 14 000	7	98 000
Fer corné (par 40)	(6,25m) 45 000	1	45 000
Tube caré	(3m) 13 000	1	13 000
Fer tore	(3m) 6 000	1/2	3 000
Safinox 2.5	1 350/pièce	130	175 500
Saffer 2.5	600/pièce	60	36 000
Brasure	3 000/pièce	1	3 000

Total.....2 167 250 Ar

La main d'œuvre est estimée à environ 30% du prix des matériels. Soit : **650 175 Ar**

En faisant la somme, la confection de l'alambic a coûté **2 817 425 Ar**

○ *Colonne de rectification*

D'après l'ouvrage du concepteur, cette colonne à coûté environ **2 000 000 Ar**

○ *Cuve de fermentation*

Pour satisfaire la production envisagée, il nous faut avoir 8 cuves de fermentation de 200L. En estimant le prix unitaire de la cuve (bonbonne) à 40 000 Ar, on a le prix des 8 cuves : **320 000 Ar**

### 3. Consommation en matière première

◆ Bilan :

- Il faut 300L de moût pour fabriquer 250L de vin avec marge
- Il faut 1600L de moût pour fabriquer 400L de rhum
- Les 400L de rhum sont suffisant pour fabriquer 140L de l'éthanol hydraté avec un rendement de 80%

◆ Matières premières

Comme le kilo de bananes coûte cher à Antananarivo, on remplacera le sucre par du jus de canne à sucre avec une proportion de mélange 50 :50 (jus de canne : jus de bananes)

Référence de rendement d'extraction du jus

- Pulpe de banane : 60%
- Canne à sucre : 70%

**Tableau 25 : Consommation par semaine de l'unité pilote**

	Quantité (Kg)	Prix par kilo (Ar)	Montant (Ar)
<b>Bananes</b>	3646	200	729 200
<b>Canne à sucre</b>	2500	80	200 000
<b>Levure</b>	14	8 000	112 000
<b>Combustible</b>	300	350	105 000

**Total.....1 146 200Ar**

Supposons que les dépenses imprévus, les commissions, le coût de l'eau et les marges de calcul s'élève à 20% de la consommation par semaine. Soit **229 240 Ar**

D'où le bénéfice en une semaine :

$$B = 2\,400\,000 - 1\,146\,200 - 229\,240 = 1\,024\,560 \text{ Ar}$$

## II. Etude économique du projet de production

### 1. Identification du projet

#### a. Description du projet

Depuis plusieurs années, beaucoup de Malagasy produisent de l'éthanol ou « toaka gasy » de façons artisanal et non réglementée. En effet, Madagascar possède une ressource très important de matière sucrée.

Les études préliminaires on montrées la possibilité de production de rhum de bananes et d'alcool à 90%. De ce fait qu'est venu l'idée de production à grande échelle.

#### b. Localisation de l'usine

Pour des raisons économiques, le projet sera implanté à proximité des matières premières. C'est pour cela qu'on a choisi la province de Toamasina.

#### c. Objectifs du projet

Notre projet a pour principaux objectifs de :

- Normaliser la production et la qualité du rhum et d'alcool
- Minimiser les dépenses en énergies
- Optimiser les processus et les appareils de production

### 2. Etude de marché et contexte socio – environnemental

Dans le projet de production, l'étude de marché permet d'obtenir des informations sur les tendances globales sur le marché intérieur et extérieur. Cette étude visera trois objectifs principaux :

- Estimation de la demande pour déterminer le niveau de production
- Estimation du pris de revient
- Estimation du bénéfice

#### a. Description du marché visé

Le domaine d'utilisation de l'alcool est très vaste, ce qui implique que la possibilité de marché est aussi très vaste.

- Alcool de bouche
- Industrie chimique : notamment dans la fabrication de bioéthanol
- Dans les hôpitaux, au labo,...

### b. Analyse de l'offre

#### ○ *Type et qualité des produits :*

- Vin de banane : 10%
- Alcool de bouche : 40%
- Ethanol : 90%

#### ○ *Concurrence :*

Plusieurs distilleries coexistent à Madagascar tels : Dzama, Ambilobe, Star,... Toutefois, l'utilisation de bananes comme matières premières est une nouveauté dans le marché.

### c. Analyse environnementale

#### ○ *Analyse économique :*

La création de cette usine favorise la croissance économique du pays. En effet, la diminution considérable de l'importation d'eau de vie et de l'éthanol contribuera en faveur de notre balance commerciale.

#### ○ *Analyse socioculturel :*

Des emplois seront créés tant en post - production, pendant la production qu'après la production. D'où la réduction du taux de chômage.

### d. Statistiques

**Tableau 26 : Exportation**

	2001	2002	2003	2004	
<b>Canne à sucre</b>	2 208 450	2 223 395	2 236 095	2 459 705	Tonnes
<b>Banane</b>	0.01	6	12	20	Tonnes
<b>Sucre</b>	418	710	942	1 179	Ar/Kg

Source : [VI-D]

**Tableau 27 : Importation**

	2001	2002	2003	2004	
<b>Eau de vie</b>	4	25	5	6	Tonnes

Source : [VI-C]

## 3. Etude de financement du projet

Le résultat recherché ici est l'obtention du meilleur financement (ou montage financier), compte tenu des finalités précédemment décrites et des différentes contraintes (normes et usages).



Toutefois, le calcul de rentabilité reste l'élément de référence pour des projets directement productifs.

Les quatre grandeurs suivantes constituent les outils d'évaluations économiques du projet : la VAN, le TRI, le DRCI et l'IP. Ces outils servent à mesurer la viabilité et la rentabilité du projet. Cependant, des calculs préliminaires sont à effectuer pour pouvoir faire ces calculs.

## 4. Coût de l'investissement

### a. Coût de l'appareillage

Les prix des matériels sont ceux du catalogue de « VDC-Distribution »

**Tableau 28 : Coût des appareillages à grande échelle**

Désignation	Type	Fabricant	Contenance	Quantité	Accessoire	Prix €
Presse	Continue	Mori	-	1	-	3 900,00
Cuve Fer émaillé	ronde	-	100 HL	1		1 900,00
Cuve Fer émaillé alcool	ronde à plat	-	150 HL	1	-	2 300,00
Cuve gaz	-	-	30HL	1	-	1 200,00
Fermenteur	ronde à plat	-	50 HL	3	Agitateur	2 000,00
Distillateur	Inox	Maresté	50 HL	2	Brûleur	29 999,00
Rectificateur	Inox		50 HL	1	Brûleur	35 000,00
Chaudière				1		3 400,00
Pompes	rotor	Fly	100 HL	12		380,00
Filtre inox	40*40 10 plaques	-	-	1		460,00
Unité de recyclage de levures	-	-	-	1		770,00
Tuyauterie et vannes	-	-	-	-	-	500,00

**Total.....119 988 €**

A ce total s'ajoutent les coûts des services pour l'acheminement de ces matériels vers Madagascar, soit :

- Mise à FOB « Free On Board » : 200 €
- Fret : 260 €
- Assurance : 0,65% de la somme du coût des matériels et des frets : 779,99 €
- Fret Gasynet : 145 €

Ce qui fait un total de 121372,99 €, soit **315 569 774 Ar**

- TVA : 20% du coût des matériels et des services d'acheminement 63113954,8 Ar
- Frais de douane : 10% du coût des matériels et des services d'acheminement.  
Soit 31 556 977,4 Ar

En résumé, le coût du matériel s'élève à **410 240 706 Ar**

### b. Coût des infrastructures

**Tableau 29 : Coût des infrastructures**

Rubrique	Unité	Quantité	Prix unitaire (Ar)	Total (Ar)
Terrain	m <sup>2</sup>	40 000	5 000	200 000 000
Construction				120 000 000

**Total.....320 000 000 Ar**

### c. Coût de l'investissement en limite (CIL)

Ce coût est constitué par :

- Les matériels et locaux de production
- Les frais de montage : 30% du coût des matériels
- Les dépenses imprévues : 10%

**Tableau 30 : Coût de l'investissement limite**

	Etalonnage	Montant (Ar)
Matériels et locaux	1,00	730 240 706,0
Frais de montage	0,30	123 072 212,0
Imprévues	0.10	41 024 070,6

**Total.....894 336 989 Ar**

### d. Coût total de l'investissement

D'autres charges doivent encore s'ajouter au coût de l'investissement en limite.

Telles :

- L'installation générale (IG) : 30% du CIL. D'où le capital fixe :  $CF=CIL+IG$
- Les intérêts intercalaires : 7% du CF
- Les besoins en fond de roulement (BFR) : 10% du chiffre d'affaire prévisionnel (CA)
- Les frais de démarrage : 50% des BFR

#### ○ *chiffres de production*

La distillerie fonctionnera 24h/24h et 7 jours/7, on compte alors 365 jours d'activité :

- Vin : 5 HL par jour
- Rhum : 30 HL par jour
- Ethanol hydraté : 10 HL par jour

**Tableau 31 : Chiffre d'affaire annuel**

Produit	Quantité (HL)	Prix unitaire (Ar/HL)	Prix total (Ar)
Vin	1 825	100 000	182 500 000
Rhum	10 950	170 000	1 861 500 000
Ethanol hydraté	3 650	240 000	876 000 000

**Total.....292000000 Ar**

**Tableau 32 : Coût total de l'investissement**

Intitulé	Montant (Ar)
CIL	894 336 989
CF	1 162 638 085
Intérêts intercalaires	81 384 666
BFR	292 000 000
Frais de démarrage	146 000 000

**Total.....2 576 359 740 Ar**

### e. Charges liées à la production

Ces charges sont constituées par les coûts des matières premières et consommables, ainsi que le coût des temps dépensés par le personnel lors de la production.

#### a) Les coûts fixes

- Les charges d'amortissement : 4% de CF
- Les frais financiers : 20% BFR
- Les frais d'entretien : 4% de CF
- Les taxes et assurances : 2% de CF
- Les frais généraux : 1% de CF

**Tableau 33 : Coûts fixes**

	Montant (Ar)
<b>Charges d'amortissement</b>	46 505 523,4
<b>Frais financiers</b>	58 400 000,0
<b>Frais d'entretien</b>	46 505 523,4
<b>Taxes et assurances</b>	23 252 761,7
<b>Frais généraux</b>	11 626 380,9

**Total.....186 290 189,4 Ar**

#### b) Les coûts variables

Ils sont relatifs aux trois rubriques ci-après :

#### ❖ Consommables

Consommation en matière premières durant 365 jours.

**Tableau 34 : Consommation en matières premières**

	Consommation journalière (tonne)	Consommation annuelle	Prix unitaire (Ar/tonne)	Montant annuel (Ar)
<b>Banane</b>	45	16 425	80 000	1 314 000 000
<b>Canne à sucre</b>	30	10 950	50 000	547 500 000
<b>Enzymes</b>	0,1	36,5	1 600 000	58 400 000
<b>Levure</b>	0.1	-	10 000 000	10 000 000

**Total.....1 929 900 000 Ar**

## ❖ Consommation en eau et électricité

Plusieurs installation fonctionnent avec de l'électricité (chambre de murissement ; chaudière ; éclairage ;.....)

**Tableau 35 : Consommation en eau et électricité**

	Unité	Consommation journalière	Consommation annuelle	Prix unitaire (Ar)	Montant (Ar)
<b>Eau</b>	m <sup>3</sup>	40	14 600	610	8 906 000
<b>Electricité</b>	kWh	70	25 550	550	14 052 500

**Total.....22 958 500 Ar**

## ❖ Organisation et charges des personnels

**Tableau 36 : Salaire des personnels**

Personnel	Salaire mensuel (Ar)	Effectif	Salaire annuel (Ar)
<b>Directeur Général</b>	800 000	1	9 600 000
<b>Secrétaire</b>	450 000	1	5 400 000
<b>Chef d'atelier</b>	300 000	1	3 600 000
<b>Ouvriers</b>	150 000	7	12 600 000

**Total.....31 200 000 Ar**

Charges patronales : 18% du total précédent est égal à 5 616 000 Ar

D'où la masse salariale : **36 816 000 Ar**

Au total, les coûts variables s'élèvent à **1 989 674 500 Ar**

On peut déduire le coût de production :

$$\text{CP} = \text{coûts fixes} + \text{coût variables} = 2\,175\,964\,689 \text{ Ar}$$

### f. Bénéfices

Le bénéfice brut est donné par la formule :

$$\text{B} = \text{CA} - \text{CP} = 744\,035\,311 \text{ Ar}$$

IL y a encore les impôts sur les bénéfices des sociétés (IBS) : 30% de B

$$\text{B}_{\text{net}} = 520\,824\,717 \text{ Ar}$$

## g. Cash – Flow

C'est le revenu réellement dégagé par l'investissement :

$$\text{CaF} = B_{\text{net}} + \text{amortissement} = 520\,824\,717 + 46\,505\,523,4$$

$$\text{CaF} = 567\,330\,241 \text{ Ar}$$

## 5. Critères d'évaluation de rentabilité

### a. Valeur actuelle nette

C'est un flux de trésorerie actualisé représentant l'enrichissement supplémentaire d'un investissement par rapport à un minimum exigé par les apporteurs de capitaux.

Supposons que le projet se déroulera sur une durée de 10 ans et que le taux d'actualisation est de 17%. On a des résultats selon la formule suivante :

$$VAN = -I + \sum_{t=1}^{10} \frac{(\text{Cash} - \text{Flow})}{(1+i)^t}$$

$(1+i)^t$ : coefficient d'actualisation

$i$ : taux d'actualisation

$I$ : investissement

Tableau 37 : Calcul de la VAN

Année (t)	CaF (Ar)	$(1+i)^{-t}$	CaF actualisé
<b>0</b>	(2 658 484 740)	1	
<b>1</b>	567 330 241	0,86 206 897	489 077 794
<b>2</b>	567 330 241	0,74 316 290	421 618 788
<b>3</b>	567 330 241	0,64 065 767	363 464 472
<b>4</b>	567 330 241	0,55 229 110	313 331 442
<b>5</b>	567 330 241	0,47 611 302	270 113 312
<b>6</b>	567 330 241	0,41 044 225	232 856 303
<b>7</b>	567 330 241	0,35 382 953	200 738 192
<b>8</b>	567 330 241	0,30 502 546	173 050 166
<b>9</b>	567 330 241	0,26 295 298	149 181 178
<b>10</b>	567 330 241	0,22 668 360	128 604 463
<b>Total</b>			<b>2 742 036 110</b>

On trouve **VAN = 2 742 036 110 – 2 658 484 740 = 83 551 370,2 Ar**

### b. Taux de rentabilité interne (TRI)

Le taux de rentabilité interne est le taux d'actualisation noté « ir » qui annule la vanne. Autrement dit, c'est le taux pour lequel le capital investi est entièrement rémunéré en n'occasionnant aucune perte. On a à résoudre l'équation :

$$-I + \sum_{t=1}^{10} \frac{(Cash - Flow)}{(1 + ir)^t} = 0$$

Après calcul, on trouve **TRI = 17,70 %**

### c. Indice de profitabilité

C'est le ratio qui définit le profit engendré par Ariary du capital investi. Nous avons la formule suivante :

$$IP = \frac{\sum_1^{10} \frac{CF}{(1 + i)^t}}{I}$$

On trouve **IP = 1,06**

### d. Pay out of time (POT)

Le POT est le temps de remboursement correspondant à la durée d'exploitation pour laquelle le capital est complètement rémunéré.

$$POT = \frac{I}{CF}$$

On trouve **POT = 4,54 ans soit 6 mois et 22 jours**

### e. Constatation

**Tableau 38 : Discussion économique**

	Valeurs trouvées	Référence
<b>VAN</b>	<b>83 551 370,2 Ar</b>	VAN positif
<b>TRI</b>	<b>17,70%</b>	TRI supérieur à 20%
<b>IP</b>	<b>IP = 1,06</b>	IP supérieur à 1
<b>POT</b>	<b>4,54 ans</b>	Délais inférieur à 10 ans

## Chapitre II : Etude des impacts environnementaux

### I. Analyse de l'état initial et son environnement

#### 1. Cadre géographique et économique

On projette d'installer la distillerie dans la province de Toamasina dans un local où l'accès est assez facile et plus ou moins faible en présence démographique.

Plusieurs activités économiques sont présent dans la région, notamment les cultures de Vanille, Litchis, Girofle,.... Mais ceux qui nous intéressent plus particulièrement sont la banane et la canne à sucre.

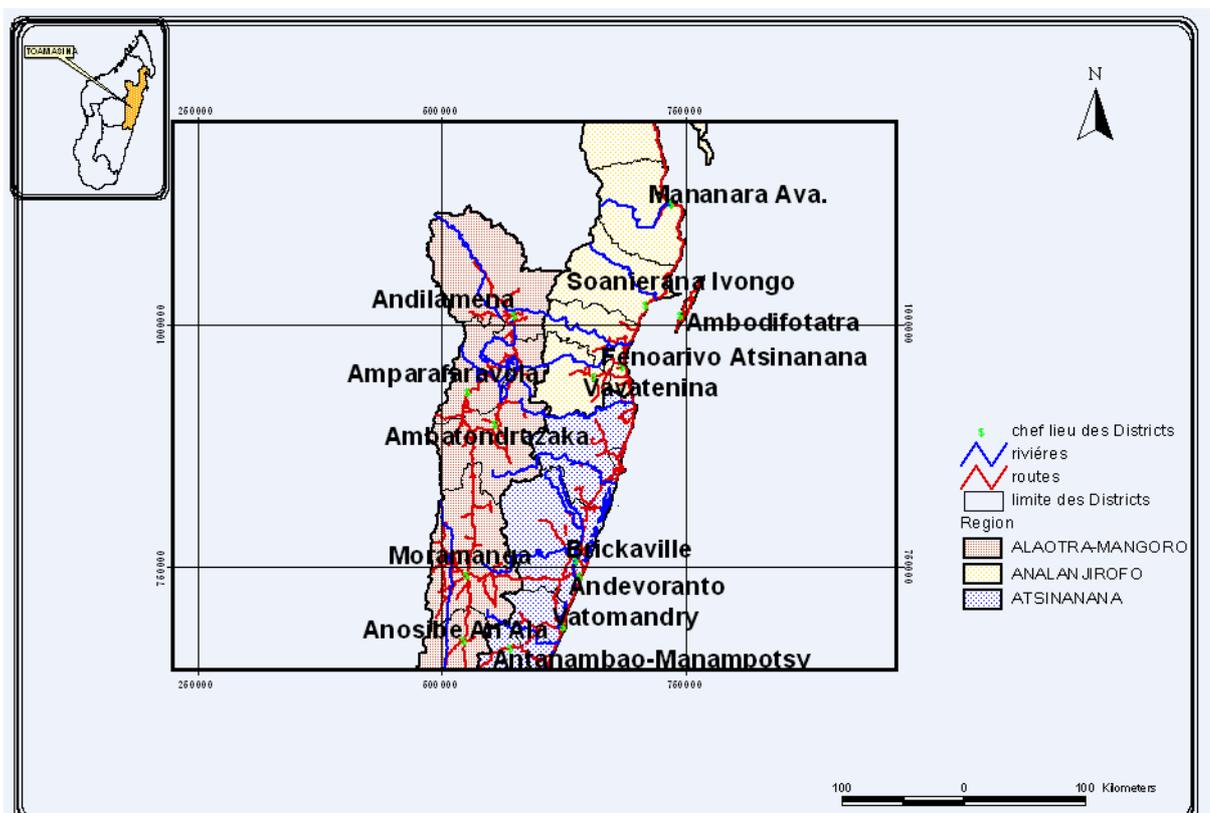


Figure 38 : Région de Toamasina

## 2. Caractéristiques physiques du site et des environs

La province est montagneuse et possède plusieurs vallées. Elle est remarquablement réputée pour ces verdure en raison de son climat qui est favorable aux végétations. De plus le canal de Pangalana constitue une ressource en eau très importante pour la province.

De ces dire, la province est aussi très riche en diversité des faunes et flores, endémique ou non.

Les nuisances actuelles présentes sont les feux de brousse, cultures itinérantes sur brûlis traditionnelle. Cependant, il existe certaines entreprises et usines qui constituent aussi des polluants massifs.

## 3. Milieu humain

Toamasina est une province avec une superficie de 71 911 km<sup>2</sup>. Elle a une population de 2 593 063 habitants (juillet 2001). La plupart de ses populations sont des paysans et des cultivateurs. Cependant, les usines présentes octroient des emplois à la population locale.

# II. Analyse des effets du projet sur l'environnement

IL est évident que l'installation des infrastructures va déstructurer l'apparence du paysage. De plus, le projet a une durée de vie illimitée, ce qui veut dire que la remise en état du site ne sera pas prévue.

## 1. Schéma général du projet

D'une manière générale, le plan de production se divise en 2 catégories :

- Traitement des matières premières
- La distillation

Toutes les activités se feront dans des bâtiments en dur :

- 1 hall de stockage (matière premières /produits)
- 1 chambre de mûrissement des bananes
- 1 hall où on placera toutes les installations de la distillation
- 1 bâtiment pour les bureaux et autres services

## 2. Impacts sur le milieu humain

Le projet aura des retombées au niveau des finances locales et de l'emploi. En effet, l'existence de la distillerie encouragera les cultivateurs de bananes et de canne à sucre à produire plus pour satisfaire les consommations de la distillerie.

De plus, les taxes sur le projet contribueront à l'augmentation des finances de la région locale.

Les évolutions démographiques ne sont pas à craindre en raison du faible nombre du personnel et les produits sont directement envoyés dans les centres de distribution.

Des impacts sur les voies de communication et réseaux divers seront à prévoir car des véhicules seront nécessaires pour les transports des matières premières et des produits. Il faut noter que la distillerie se situera à proximité des matières premières.

L'installation provoquera d'éventuels bruits dus à l'unité de presse et des différents appareils à moteur.

### **3. Impacts sur le milieu naturel**

L'installation proprement dit se situera au premier plan de cette partie. En effet, le milieu naturel initial sera remplacé par des constructions.

Vient ensuite les impacts dus aux rejets d'eaux usées. Notons qu'il n'y aura pas de substances toxiques dans ces eaux.

On devra tenir compte aussi de l'odeur que dégagera la distillerie, mais ceci n'aura pas un effet néfaste direct sur l'atmosphère et l'air environnant.

La destruction de la végétation sur les lieux où se situera l'installation est inévitable.

## **III. Raisons de choix du projet**

### **4. Choix du site**

Plusieurs critères répondent à la question du choix du site :

- A proximité des matières premières
- Le site favorise la rentabilité du projet
- Disponibilité de voies de communication, milieu d'accueil favorable
- Ressources en eau importante

### **5. Nécessité du projet**

Parmi les facteurs déterminant la nécessité du projet figure :

- Influence du projet sur le développement économique national, régional ou local
- Influence du projet sur l'aspect social
- Pour les besoins de la nation ou de la région (autosuffisance)
- Approvisionnement des pays riverains ou des pays amis
- Préservation du milieu naturel
- Amélioration possible de l'environnement

## 6. Entretien de l'état des lieux

- Amélioration du paysage : cette province est constamment confrontée à des cataclysmes naturels, d'où le projet de réhabilitation du paysage ravagé en cas de cataclysme.
- Possibilité de création de zone d'utilité publique selon les besoins de la population.

## IV. Mesures d'atténuation des pollutions et nuisances

- On n'emménagera que la zone minimale nécessaire à la production
- Respect total des contrats et engagement avec les autorités locales
- Etude des voies de circulation afin de décentraliser les transferts
- Utilisation des équipements n'engendrant de bruits ni de poussières
- Entretien régulier et maximum de sécurité sur les appareillages
- Rejet des eaux usées selon les normes
- Intégration paysagère et limitation des impacts visuels
- Valorisation agricole des sous-produits
- Conservation de la nature existante aux alentours de la distillerie
- Réduction des pollutions (hydrocarbures, les huiles et les décharges de sorte, les déchets...)
- Maintien de la sécurité publique et la sécurité du personnel

# Conclusion général

Durant tous nos travaux, nous avons pu résumer les éléments essentiels sur la conception d'appareils de distillation, sur les processus et appareillages de production d'alcool, tant sur le plan technique, socio-économique qu'environnemental.

La conception de l'alambic était indispensable pour parvenir à une production plus ou moins considérable, et sa conception était telle qu'il soit plus résistant et plus efficace.

Les essais au laboratoire ont permis de déterminer le meilleur procédé de production selon son contexte et de prévoir déjà les problèmes qu'on risque de rencontrer.

Les essais à l'échelle pilotes nous ont fourni tous les paramètres à prendre en compte et les autres problèmes liés à la production proprement dite. Ces problèmes se résument en : rendement de l'extraction de jus ; conditionnement de la fermentation ; bonne manipulation des appareillages de distillation ; choix de combustibles favorables.

L'alcool est donc l'un des produits de base dans l'industrie chimique et dans bien d'autres domaines. Il est toujours possible selon les contextes, de produire, voir même d'optimiser les appareillages et le processus de production d'alcool. De plus, les études économiques qu'on a menées ont montré que le projet de production d'alcool est toujours rentable et se montre très intéressant.

A propos de notre projet, on peut l'étendre jusqu'à la production de bioéthanol après quelques recherches et études adéquats.

En ce qui concerne l'alambic, son utilisation ne se limite pas seulement à la distillation d'alcool mais aussi à l'extraction d'huiles essentielles du fait du type de matériaux avec quoi on l'a confectionné.

# Références bibliographiques

---

## I. L'alcool

- [I-A] R. HELLER- Biologie végétale, Tome II, Nutrition et métabolisme-Masson et Cie, Editeurs-120, Boulevard Saint-Germain, Paris IVém-1969
- [I-B] [www.amazingstill.com](http://www.amazingstill.com) - Copyright © 2002, 2003, Auteur, Suède. Première édition – 030113
- [I-C] [www.portaildelachimie.com](http://www.portaildelachimie.com) – Dunod, 2006 – Chimie tout-en-un PC-PC\* - B. Fosset, J.-B. Baudin, F. Lahitète, V. Prevost
- [I-D] Mariller C. Ed. BALLIERE - Distillerie Agricole et Industrielle: Levure et sous – produit – Paris 1951. 632 pages

## II. Fermentation

- [II-A] Bernard Marcos - FINAL2002.doc – Université de Sherbrooke – 5 Décembre 2002
- [II-B] [www.Lachoulette.com](http://www.Lachoulette.com) - Par Pierre-André DUBOIS - La fermentation alcoolique et ses filières - extraits de la Gazette des Eswards
- [II-C] <http://www.icv.fr/kiosque/Bibliotheque/Enologie/fermentation/fermentation.htm>
- [II-D] <http://www.indexfungorum.org/Names/namesrecord.asp?RecordID=163963> – Saccharomyces cerevisiae
- [II-E] <http://www.cbif.gc.ca/pls/itisca/next?taxa=&p format=&p ifx=&p lang=fr&v tsn=194157>
- [II-F] Mariller C. Ed. BALLIERE - Distillerie Agricole et Industrielle: Levure et sous – produit – Paris 1951. 632 pages

## III. Distillation

- [III-A] P. WUITHIER- La distillation, Equilibre liquide vapeur- Tome 1, thechnique, Paris XVI 1958
- [III-B] ANGLARET – KAZMIERCZAK -Technologie Génie Chimique - Tomes 2 et 3
- [III-C] Techniques de l'ingénieur: articles relatifs à la rectification
- [III-D] Chemical Engineer's Handbook, PERRY (Mc Graw-Hill)
- [III-E] E.J. HENLEY et J.D. SEADER (WILEY) - Equilibrium-Stage Separation Operations in Chemical Engineering

**[III-F]** RAKOTOMAMONJY Pierre – PATC 2 - 2007

**[III-G]** “Azeotrope Databank”, The Edinburgh Collection of Open Software for Simulation and Education, (En ligne).  
[http://eweb.chemeng.ed.ac.uk/chemeng/azeotrope\\_bank.html](http://eweb.chemeng.ed.ac.uk/chemeng/azeotrope_bank.html)

#### **IV. Résistance des matériaux**

**[IV-A]** A. Giet et L. Géminart- Résistance des matériaux- Paris, 1969

**[IV-B]** L'office forestier central, Chauffage moderne au bois, suisse, CH4500 Soleure.

**[IV-C]** J. Leconte – Chaudronnerie et tuyauteries industrielles – Tome 1&2 – Paris 1984.

#### **V. Transfert thermique et échangeurs de chaleur**

**[V-A]** J. F. SACADURA Initiation aux transferts thermiques. TEC&DOC Lavoisier. 4<sup>ème</sup> tirage Paris 1993.

**[V-B]** Paul DUMARGUE- Mécanique des fluides, Les échangeurs de chaleur- 1990.

**[V-C]** W. H. Mc ADAMS- Transmission de chaleur- Deuxième édition, DUNOD Paris 1961

**[V-D]** Yves Jannot -Transfert et échange de chaleur.pdf –2003

**[V-E]** ANGLARET – KAZMIERCZAK -Technologie Génie Chimique - Tome 1

**[V-F]** Techniques de l'ingénieur: articles relatifs aux échangeurs de chaleur

**[V-G]** B. EYGLUNENT , HERMES - Manuel de thermique, 1997

#### **VI. Autres**

**[VI-A]** RANDRIAMAHANDRY Solofohery – Mémoire de fin d'étude – Valorisation de bananes : Fabrication de vin de banane - 2006

**[VI-B]** ANDRIAMASY Harinambinintsoa – Mémoire de fin d'étude – Conception et réalisation d'une unité de rectification – 2001

**[VI-C]** INSTAT - Ministère de l'agriculture – Statistique 2004

**[VI-D]** INSTAT – FOFIFA – Statistique 2004

**[VI-E]** RAKOTOSON E. Murisserie de banane - 1974

**[VI-F]** Encarta 2008

**[VI-G]** Mc Cance et Widdowson. “The Composition of Foods”, -WWW.APRIFEL.COM

---

**TABLE DES MATIERES**

<b>Introduction.....</b>	<b>1</b>
<b>Première Partie : Etudes bibliographiques</b>	
<b>Chapitre I : Généralité sur l'alcool éthylique.....</b>	<b>3</b>
I. Propriétés physiques.....	3
II. L'alcool et l'industrie chimique .....	4
III. Alcool de bouche.....	4
1. Aliment dynamogène : .....	4
2. Toxicité des alcools.....	5
IV. Dénaturation des alcools.....	5
1. But de la dénaturation : .....	5
2. Principe : .....	5
<b>Chapitre II : Les matières premières de la distillerie .....</b>	<b>6</b>
1. Matières sucrées : .....	6
2. Matières amylacées : .....	6
3. Matières cellulosiques : .....	6
<b>Chapitre III : La fermentation alcoolique .....</b>	<b>7</b>
1. Objectif : .....	7
2. Réaction : .....	7
3. Définitions : .....	7
a. Moût.....	7
b. Nutriments .....	7
c. Ferments.....	7
4. Levures : .....	8
a. Les glucides.....	9
b. Les protides .....	9
c. Les lipides .....	9
d. Autre aliment : le bios (sels et divers) .....	9
5. Conditionnement de la fermentation : .....	10

6. Les enzymes.....	10
7. Les étapes de la fermentation.....	10
a. L'initiation : glycolyse .....	10
b. La propagation :.....	10
c. La terminaison :.....	11
8. Fermentation secondaire : .....	11
a. Fermentation lactique .....	12
b. Fermentation butyrique .....	12
c. Fermentation nitreuse.....	12
d. Fermentation acétique.....	12
e. La fermentation mycodermique .....	12
<b>Chapitre IV : La distillation .....</b>	<b>13</b>
I. Définition :.....	13
II. Généralité :.....	13
1. Procédé industriel .....	14
2. Les lois régissant la distillation .....	14
3. L'azéotrope eau – éthanol.....	15
a. Définition.....	15
b. Eau - éthanol.....	15
4. La distillation simple.....	16
5. La rectification .....	17
6. Rectification.....	17
a. Rectification discontinue :.....	17
b. Rectification continue .....	28
<b>Chapitre V : Transmission de chaleur .....</b>	<b>32</b>
I. Modes de transfert de chaleur.....	32
1. La conduction :.....	32
2. La convection :.....	32
3. Le rayonnement : .....	32
II. Les lois de transmission de la chaleur .....	33

1. Notion de flux de chaleur .....	33
2. Autre expressions du flux thermique : .....	33
3. Conduction : .....	34
a. Loi de Fourier : .....	34
b. A travers une paroi cylindrique : .....	34
4. Convection : .....	35
a. Détermination du coefficient d'échange thermique par convection : .....	36
5. Rayonnement .....	39
a. Loi de Stefan .....	39
<b>Chapitre VI : Echangeur de chaleur .....</b>	<b>41</b>
I. Généralité .....	41
II. Modes de fonctionnement .....	41
1. Circulation à courant parallèles : .....	41
1. Circulation à contre – courant : .....	42
III. Résumé du calcul des échangeurs à contre – courant : .....	42
IV. Efficacité d'un échangeur : .....	43
<b>Chapitre VII : Résistance des matériaux .....</b>	<b>44</b>
V. Généralités .....	44
1. Théories sur les coques soumises à une pression intérieure : .....	44
2. Cas d'une enveloppe cylindrique soumise à une pression intérieure .....	45
3. Calcul préliminaire de dimensionnement .....	46
4. Cas d'un cône soumis à une pression intérieure : .....	48
5. Cas d'un tube soumis à une pression intérieure .....	49
a. Expression des contraintes dans la face interne .....	50
b. Cas des tubes minces .....	50
c. Pression de rupture des tubes minces .....	51
<b>Deuxième partie: Etudes expérimentales</b>	
<b>Chapitre I : Conception et réalisation d'un alambic .....</b>	<b>53</b>
I. Introduction : .....	53

II. Unité de chauffage .....	54
1. Combustion : .....	54
a. Définition : .....	54
b. Réaction : .....	54
c. Les combustibles .....	54
III. Bouilleur : .....	55
1. Dimensionnement : .....	56
a. Matériaux utilisés : .....	56
b. Gestion des tôles : .....	56
2. Travaux de découpage des tôles : .....	57
IV. Condenseur : .....	59
1. Conception du condenseur .....	60
V. Autre utilisation de l'alambic .....	61
<b>Chapitre II : Essais en laboratoire .....</b>	<b>62</b>
I. L'EXTRACTION DU JUS (ou moût) .....	63
II. Fermentation .....	63
1. Traitement de vin .....	63
III. Distillation .....	64
<b>Chapitre III : Essais à l'échelle pilote .....</b>	<b>66</b>
I. Introduction : .....	66
II. Fermentation : .....	66
1. Mode opératoire : .....	66
2. Conditions opératoires : .....	67
3. Résultat de la fermentation : .....	67
4. Problèmes rencontrés durant cette étape : .....	67
5. Traitement du vin : .....	67
6. Appareillage : .....	67
III. Distillation simple : .....	68
1. Résultat de la distillation simple : .....	68
a. Interprétation des résultats .....	69

2. Problème rencontrés :.....	70
IV. Rectification :.....	70
1. Appareillage :.....	70
2. Manipulation de la colonne.....	71
3. Résultats :.....	71
4. Problème rencontrés :.....	73
V. Résumé des résultats des expériences pilotes.....	73
<b>Chapitre IV : Projet de production à grande échelle .....</b>	<b>74</b>
I. Objectif :.....	74
II. Itinéraire de production :.....	74
III. Plan de production .....	75
IV. Généralité sur la banane .....	76
1. Valeur nutritionnelle .....	76
2. Les conditionnements :.....	76
3. Mûrissement des bananes :.....	76
4. Composition de la banane.....	78
V. Epluchage .....	79
1. Valorisation des épluches.....	79
VI. Extraction du jus.....	79
1. Unité de presse :.....	79
VII. Fermentation :.....	80
1. Valorisation des bourbes.....	81
VIII. Distillation simple et rectification : .....	81
IX. Installation :.....	81
X. Description des appareillages .....	83

### Troisième partie: Evaluations économiques et environnementales

#### **Chapitre I : Evaluation économique.....85**

I. Echelle pilote .....	85
1. Production envisagé.....	85

2. Devis de confection des appareils .....	85
3. Consommation en matière première.....	86
II. Etude économique du projet de production.....	87
1. Identification du projet .....	87
a. Description du projet.....	87
b. Localisation de l'usine .....	87
c. Objectifs du projet.....	87
2. Etude de marché et contexte socio – environnemental .....	87
a. Description du marché visé.....	87
b. Analyse de l'offre.....	88
c. Analyse environnementale.....	88
d. Statistiques .....	88
3. Etude de financement du projet .....	88
4. Coût de l'investissement .....	90
a. Coût de l'appareillage.....	90
b. Coût des infrastructures.....	91
c. Coût de l'investissement en limite (CIL).....	91
d. Coût total de l'investissement.....	92
e. Charges liées à la production .....	93
f. Bénéfices .....	94
g. Cash – Flow.....	95
5. Critères d'évaluation de rentabilité .....	95
a. Valeur actuelle nette .....	95
b. Taux de rentabilité interne (TRI) .....	96
c. Indice de profitabilité .....	96
d. Pay out of time (POT) .....	96
e. Constatation .....	96
<b>Chapitre II : Etude des impacts environnementaux .....</b>	<b>97</b>
I. Analyse de l'état initial et son environnement .....	97
1. Cadre géographique et économique.....	97

---

2. Caractéristiques physiques du site et des environs .....	98
3. Milieu humain .....	98
II. Analyse des effets du projet sur l'environnement .....	98
1. Schéma général du projet .....	98
2. Impacts sur le milieu humain .....	98
3. Impacts sur le milieu naturel.....	99
III. Raisons de choix du projet .....	99
4. Choix du site .....	99
5. Nécessité du projet .....	99
6. Entretien de l'état des lieux .....	100
IV. Mesures d'atténuation des pollutions et nuisances .....	100
<b>Conclusion .....</b>	<b>101</b>

« Les penseurs sont des gens qui pensent et qui repensent, et qui pensent que ce qui est pensé n'est jamais assez pensé »

Paul Valéry

**Auteur :** ANDRIANJAFIARISAONA Israely Ratovonavalonarivo

**Titre du mémoire :**

**« CONTRIBUTION A LA PRODUCTION D'ALCOOL. CONCEPTION ET REALISATION  
D'UNE UNITE DE DISTILLATION »**

**Nombre de pages :** 101

**Nombre de tableaux :** 38

**Nombre de figures :** 38

### **RESUME**

Notre principale contribution à l'industrie d'alcool est de proposer une seconde matière première qui est la banane.

Pour mener et démontrer les études de faisabilité technique et économique de cette proposition, il était indispensable de faire des essais de production. Pour se faire on a conçu une unité de distillation qu'on va coupler avec la colonne de rectification qu'en dispose notre département.

A terme de nos études, nous avons pu constater les éléments et les facteurs à prendre en compte lors de la production d'alcool. Parmi ces facteurs figurent : l'adoption de la méthode la plus efficace, l'optimisation des appareillages et du processus de production et le choix de la source d'énergie la plus favorable.

Pour compléter notre étude, des évaluations supplémentaire économique et environnementales on été mené.

### **ABSTRACT**

Our contribution for the alcohol industry is to suggest a second raw material which is the banana.

To see through and show technical and economic possibility of this idea it was necessary to do some production test. To pass through we manufactured a distillation still connect with a rectification still of our department.

At the end of the research we find out the elements and factors to take part during the alcohol production. Among those factors are: the efficient method system, the apparatus and process optimization and the best energy source.

Our research is completed by economic and environment evaluation.

**Mots – clefs:** alcool, fermentation, sucre, banane, conception, réalisation, alambic, distillation, rectification, production, évaluation économique, évaluation environnementale

**Directeur de mémoire :** Docteur RAKOTOMAMONJY Pierre

**Auteur :** Tel : 034 01 481 12

Adresse : Lot 08-C-13 Andrefa/zaha Antsirabe 110