



**VALORISATION DE LA CHALEUR ISSUE DE LA
CHEMINEE DE LA CHAUDIERE BONO ENERGIA SG
100 CAS AZUR S.A**

**MEMOIRE POUR L'OBTENTION DU
DIPLOME D'INGENIEUR 2iE AVEC GRADE DE MASTER, SPECIALITE
GENIE ELECTRIQUE ET ENERGETIQUE.**

Présenté et soutenu publiquement le 16/01/2017 par

ADAMOU IREMA

Travaux dirigés par :

SANDA OUMAROU
Chef de Département Technique
AZUR S.A, Douala, Cameroun

Dr. K. Edem N'TSOUKPOE (Tuteur 2iE)
Enseignant Chercheur

Jury d'évaluation du stage :

Président : Pr Yézouma COULIBALY

Membres et correcteurs : Dr Daniel YAMEGUEU
Dr. K. Edem N'TSOUKPOE

Promotion [2015/2016]

DEDICACE

A mon père

Pour son encouragement tout au long de ma
scolarité.

REMERCIEMENTS

L'élaboration de ce mémoire a pu être effectuée grâce à ALLAH (Gloire et exalté soit-il) et à travers l'aide de plusieurs personnes à qui j'exprime ici ma profonde reconnaissance et mes sincères remerciements.

Qu'il me soit permis tout d'abord d'adresser mes sincères remerciements à monsieur Mohamadou Nana Bouba Directeur Général de AZUR S.A pour nous avoir accueilli en tant que stagiaire au sein de son entreprise.

Je remercie également monsieur Iya Ibrahima Directeur Usine pour nous avoir mis dans de bonnes conditions.

Toute ma gratitude va à mon tuteur 2iE Dr. K. Edem N'TSOUKPOE, ceci pour avoir accepté d'être mon tuteur pour mes travaux de mémoire.

Je remercie tout naturellement mon encadreur de mémoire, monsieur Sanda Oumarou d'avoir été plus qu'un encadreur ; la confiance qu'il m'a accordée et surtout pour ses conseils qu'il n'a cessé de me prodiguer.

Je voudrais aussi témoigner toute ma reconnaissance aux personnels de AZUR S.A qui ont contribué d'une manière ou d'une autre à la réussite de ce mémoire.

Mes remerciements vont également à toute l'administration et du corps enseignant de l'Institut International d'Ingénierie de l'Eau et l'Environnement pour tous les efforts déployés quotidiennement pour assurer une formation de qualité et à la hauteur des attentes du monde.

Mes amis et camarades pour la bonne ambiance qui a régné durant notre formation.

Et à tous ceux qui ont contribué de prêt ou de loin à la réalisation de ce travail, trouvent ici l'expression de mes sincères remerciements

RESUME

Le présent mémoire porte sur la valorisation de la chaleur issue de la cheminée de la chaudière BONO ENERGIA SG 1000, pour la réutilisation de cette dernière dans les processus de raffinage d'huile de palme. C'est ainsi que notre travail a d'abord consisté à évaluer les besoins en vapeur de la section huilerie, puis à déterminer la production réelle de ladite chaudière et enfin à dimensionner un échangeur de chaleur pour pouvoir récupérer cette énergie dans les fumées.

Pour le mener à bien, nous avons utilisé comme matériel les appareils de mesure de température et de pression, ainsi que les abaques relatifs à la vapeur. La méthode utilisée se base principalement sur les principes thermodynamiques de base afin d'établir les différentes relations régissant le fonctionnement de l'installation, mais également sur le principe des transferts thermiques et sur l'analyse fonctionnelle.

A l'issue de ce travail, nous avons obtenu après évaluation des besoins de la section huilerie, une puissance thermique de 1791,88 kW, soit 8% pour le processus et 92% pour le stockage afin de faciliter leur transport. Ensuite nous avons pu déterminer la puissance produite par la chaudière qui est de 5 415,75 kW, qui couvre bien les besoins. Ainsi, après une étude de la valorisation de la chaleur issue de la cheminée de la chaudière, nous avons évalué l'énergie contenue dans les fumées, qui est de 5,2% du PCI du combustible (fioul lourd). Ce qui nous a conduit au dimensionnement d'un échangeur thermique à mettre en place pour récupérer une partie de cette énergie. De ce fait, nous avons obtenu les résultats suivants : coefficient d'échange global de $66,78 \text{ W.m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$ et une puissance thermique de 315,35 kW, qui représente 17,6% de la demande.

Mots Clés :

-
- 1 – Chaudière;**
 - 2 – Echangeur de chaleur;**
 - 3 – Fumée;**
 - 4 – Récupération de chaleur;**
 - 5 – Vapeur;**
 - 6 – Valorisation.**

ABSTRACT

The current theses aims at valorizing heat coming from the BONO ENERGIA SG 1000

boiler chimney to re-use it later in the processes of palm oil refining. Accordingly, this work is based on the evaluation of the needs in vapour in the oil sector and the determination of the exact production of the boiler and sizing hit transferring in order to capture the energy from the smokes.

To achieve this, devices of measuring temperature and pressure and abacus of vapour have been used in this study. The method used, is based on the thermodynamic principles that helped in differentiating relations between installation function and functional analysis in the principle of thermic exchanging.

This has enable us in obtaining 7 655.78 kW thermal power for 8% of processes and 92% of storage in order to facilitate transport. Thereafter, we have determined 5415.75 kW of power produced by the boiler, which covers the needs. After this, a study on the valorisation of hit produced by boiler chimney, the evaluation of energy contained in the smoke gives 5.2% of PCI of combustible. After this, we have proceeded in sizing thermal transferred device labelled in this study. From this, following results are obtained: 66.78 W.m⁻². K⁻¹ of the global exchange of coefficient and the thermal power of 315,35 kW which represent 17,6% of the demand.

Key words:

- 1 – Boiler ;**
- 2 – Hit exchanger ;**
- 3 – Smoke ;**
- 4 –Hit recuperation ;**
- 5 – Vapour ;**
- 6 – Valorization.**

LISTE DES ABREVIATIONS

2iE : Institut International d'Ingénierie de l'Eau et de l'Environnement

AFNOR : Association Française de Normalisation

AIE : Agence Internationale de l'Energie

BPO : Bleached Palm Oil (huile de palme blanchi)

CDC : Cameroon Development Cooperation

CdCF : Cahier des Charges Fonctionnel

CPO : Crude Palm Oil (huile de palme brute)

DOBI : Indice de Blanchie

FAST : Functional Analysis System Technic

FFA : Acides gras libres (free fattyacid), peut aussi être considéré comme le taux de FFA

PALMOL : PAMOL PLANTATION

RBD : Reffined Bleached and Desodorizedoil (huile de palme raffine et blanchi)

SAFACAM : Société Africaine Forestière et Agricole du Cameroun

SOCAPALM : Société Camerounaise de Palmerais

STS : Sorbitate Tri Stéarate

SOMMAIRE

<i>DEDICACE</i>	<i>i</i>
<i>REMERCIEMENTS</i>	<i>ii</i>
<i>RESUME</i>	<i>iii</i>
<i>ABSTRACT</i>	<i>iii</i>
<i>LISTE DES ABREVIATIONS</i>	<i>v</i>
<i>SOMMAIRE</i>	<i>6</i>
<i>LISTE DES TABLEAUX</i>	<i>8</i>
<i>LISTE DES FIGURES</i>	<i>9</i>
<i>I. INTRODUCTION</i>	<i>10</i>
<i>II. PRESENTATION DE L'ENTREPRISE</i>	<i>12</i>
<i>II.1 Situation géographique</i>	<i>12</i>
<i>II.2 Fonctionnement</i>	<i>12</i>
<i>II.3 Historique</i>	<i>13</i>
<i>III. GENERALITE SUR LE RAFFINAGE DE L'HUILE PALME (cas AZUR S.A)</i> ..	<i>14</i>
<i>IV. MATERIELS ET METHODES</i>	<i>18</i>
<i>IV.1. MATERIEL</i>	<i>18</i>
<i>IV.2. METHODES</i>	<i>21</i>
<i>V. Résultats et Discussion</i>	<i>32</i>
<i>V.1 La demande en vapeur de la section huilerie de AZUR S.A</i>	<i>32</i>
<i>V.2 La puissance thermique produite par la chaudière</i>	<i>34</i>
<i>V.3 Dimensionnement de l'échangeur de chaleur</i>	<i>34</i>
<i>VI. Conclusions</i>	<i>38</i>
<i>VII. Recommandations - Perspectives</i>	<i>39</i>

BIBLIOGRAPHIE	40
ANNEXES	1
Annexe 1 : Organigramme AZUR S.A 2015	2
Annexe 2 : les étapes de raffinage d'huile de palme	3
Annexe 3 : Les étapes du fractionnement	4
Annexe 4 : Les étapes de stockage de l'oléine	5
Annexe 5 : Table Equilibre liquide – Vapeur de l'eau entrée par les Pressions	6
Annexe 6 : Table Equilibre liquide – Vapeur de l'eau entrée par les températures	8
Annexe 7 : Analyse fonctionnelle	10
Annexe 8 : PHOTO DE LA PLAQUE SIGNALETIQUE DE LA POMPE D'ALIMENTATION DU CIRCUIT FROID	13
Annexe 9 : CALCUL DES PUISSANCES NECESSAIRE POUR LE STOCKAGE DES MATIERES PREMIERES LIQUIDE	14
Annexe 10 : Calcul des puissances pour les procède	16
Annexe 11 : Calcul de puissances moyenne de la vapeur produite par la chaudière	18

LISTE DES TABLEAUX

Tableau 1: Fiche d'identification de l'entreprise AZUR S.A	12
<i>Tableau 2: Paramètre standards d'acceptation de CPO (AZUR S.A).....</i>	<i>14</i>
Tableau 3: Mode de stockage de l'oléine en fonction de sa qualité (AZUR S.A).....	17
<i>Tableau 4: Caractéristiques de la chaudière BONO ENERGIEA SG 10000.....</i>	<i>19</i>
<i>Tableau 5: Caractéristiques du bruleur</i>	<i>19</i>
<i>Tableau 6: Les puissances thermique nécessaire pour le stockage.....</i>	<i>32</i>
<i>Tableau 7: Puissance thermique pour le raffinage d'huile sans la section désodorisation</i>	<i>33</i>
Tableau 8: les valeurs moyennes de la vapeur produite.....	34
<i>Tableau 9: Le nombre de Reynolds de deux circuits</i>	<i>35</i>
<i>Tableau 10: Le nombre de Prandtl pour les deux circuits</i>	<i>35</i>
<i>Tableau 11: Le nombre de Nusselt</i>	<i>35</i>
<i>Tableau 12: Les coefficients de convection</i>	<i>35</i>
<i>Tableau 13: Température de sortie des fluides</i>	<i>36</i>
<i>Tableau 15: Calcul de la puissance nécessaire pour le stockage de l'huile de palme brute</i>	<i>14</i>
<i>Tableau 16: Calcul de la puissance nécessaire pour le stockage du fioul</i>	<i>15</i>
<i>Tableau 17: Calcul de la puissance nécessaire pour le blanchiment de l'huile de palme brute</i>	<i>16</i>
<i>Tableau 18: Puissance nécessaire pour maintenir l'eau à 90 °C.....</i>	<i>17</i>

LISTE DES FIGURES

<i>Figure 1: Localisation de l'usine</i>	13
Figure 2: Schema du procédé du Blanchiment d'huile de palme brute cas de AZUR S.A	15
Figure 3: Schéma du procédé de la désodorisation de l'huile de palme cas de AZUR S.A	16
Figure 4: Schéma du procédé de fractionnement cas AZUR S.A	17
<i>Figure 5: Chaudière BONO ENERGIE SG 1000</i>	18
Figure 6: schéma synoptique de l'installation	20
<i>Figure 7: Grafcet de démarrage de la chaudière</i>	20
<i>Figure 8: Manomètre</i>	21
<i>Figure 9: Méthodologie de travail</i>	22
Figure 10: schéma du circuit d'eau chaude qui permet de maintenir le stéarine en état liquide	24
Figure 11: Echangeur de chaleur	27
Figure 12: Circuit d'eau	27
<i>Figure 13: Schéma représentatif d'un tube de forme hélicoïdale [6]</i>	29
<i>Figure 14: Pourcentage des besoins en vapeur nécessaire pour le stockage</i>	32
<i>Figure 15: Répartition de la demande en vapeur pour le process</i>	33
<i>Figure 16: Repartions des besoins en vapeur de l'huilerie cas de AZUR S.A</i>	34
Figure 17: Schéma synoptique du système de récupération d'énergie dans les fumées	36
<i>Figure 18: Bête à cornes</i>	10
<i>Figure 19: Diagramme Pieuvre</i>	11
<i>Figure 20: Diagramme FAST cas d'un échangeur de chaleur</i>	12

I. INTRODUCTION

Se définissant comme l'émanation gazeuse provenant de la transformation d'un liquide sous l'action de la chaleur ou de la sublimation d'un solide (38 Dictionnaires et Recueils de Correspondance), la vapeur est l'un des éléments les plus importants dans les procédés industriels. Sa production et son utilisation se font par le biais d'échangeur de chaleur.

L'échangeur de chaleur est un appareil thermique de grande importance dans les installations thermiques et énergétiques. On rencontre au moins un échangeur de chaleur dans une installation thermique. Son principe de fonctionnement est la transmission de chaleur d'une source chaude à une autre source de plus faible température. Il est caractérisé par une grande diversité géométrique. La chaleur y est transmise d'un fluide à un autre, le même fluide peut conserver son état physique (liquide ou gazeux) ou se présenter successivement sous les deux phases (cas des condenseurs et des évaporateurs). Le flux de chaleur échangé s'exprime par le produit d'une conductance globale constante ou non le long de l'échangeur, et de la différence entre les températures entre les fluides.

Par ailleurs, l'étude de ce dispositif étant complexe, il est nécessaire de connaître exactement sa géométrie (surface d'échange et section de passage des fluides), ses caractéristiques thermo physiques, les vitesses d'écoulement des fluides, les températures d'entrées des fluides, etc.

Cependant, l'entreprise souhaite exploiter au maximum ses équipements de production. Dès lors, se pose le problème des gaz d'échappement qui sont renvoyés dans l'atmosphère à une température de 170°C en moyenne. Or dans ces gaz nous pouvons récupérer de la chaleur pour réutiliser dans les processus de raffinage d'huile de palme. Ainsi, dans le souci d'économiser de l'énergie, d'optimiser la production de vapeur et de préserver l'environnement, il nous a été demandé de faire une étude sur la **Valorisation de la chaleur issue de la cheminée de la chaudière.**

Étant donné que l'objectif principal de ce travail est de valoriser la chaleur issue de la cheminée de la chaudière, nous nous sommes fixés quelques objectifs spécifiques :

- Evaluer les besoins en vapeur de la section huilerie ;
- Evaluer la production réelle de la chaudière BONO ENERGIA SG 1000 ;
- Dimensionner l'échangeur de chaleur.

Pour atteindre ces objectifs, les points suivants seront abordés : les généralités sur le

raffinage d'huile de palme, et l'étude du projet à travers le dimensionnement d'un échangeur de chaleur qui permettra de récupérer de l'énergie contenue dans les fumées qui pourra être utilisé pour les préchauffages, le stockage du fioul et l'eau d'alimentation de la chaudière ; ensuite, nous présentons les matériels ainsi que les méthodes utilisées telles que : le diagramme pieuvre, le diagramme FAST et la méthode de dimensionnement de l'échangeur. Et enfin, nous présentons les différents résultats issus de notre étude.

II. PRESENTATION DE L'ENTREPRISE

II.1 SITUATION GEOGRAPHIQUE

Situé dans la région du Littorale, département du Wouri, arrondissement de Douala III, le Complexe Chimique Industrielle du Cameroun (CCIC) connu sous le nom de « AZUR » se situe sur l'axe lourd Douala – Yaoundé, plus précisément dans la zone industrielle de Yassa. La Figure 1 indique la localisation de la société CCIC lorsque l'on quitte Douala pour Yaoundé et l'annexe I donne son organigramme. Le Tableau 1 quant à lui donne la fiche d'identification de AZUR S.A.

Tableau 1: Fiche d'identification de l'entreprise AZUR S.A

Raison sociale	AZUR
Date de création	1996
Statut Juridique	Société Anonyme avec Conseil d'Administration
Capital Social	8 500 000 000 FCFA
Adresse Siège Social et Usine	B.P. 378 Douala Yassa Cameroun
Tel/Fax/Email	<u>(237) 693 41 41 41 / azur@yahoo.fr</u>
Registre de commerce	13987 SCIFE 8008536 J
Contribuable	MO 19500008536N
Actionnaire de l'entreprise	NANA BOUBA DJODA
Activités Principales	Savonnerie, Raffinerie de la glycérine, Huilerie
Effectif au mois de décembre 2013	664 personnels
Régime spécial	Entreprise Privée

II.2 FONCTIONNEMENT

AZUR S.A. est une société qui fonctionne 24h sur 24, l'usine est ouverte du lundi au dimanche et les horaires de travail sont reparties de façon suivante :

- Le personnel technique hors quart : 09h - 17h avec une pause de 1h20mn ;
- La Direction Générale : 08h – 13h et 14h – 18h du lundi au vendredi, puis 08h - 13h les samedis ;
- Les services de la production, de la maintenance et de l'entretien fonctionnent en quart 06h - 14h ; 14h – 22h et 22h – 06h. Chaque équipe de quart est composée du personnel de production, de maintenance, et d'approvisionnement et a à sa tête un

contremaître qui est le Responsable de l'ensemble du personnel pendant la durée de son quart.

II.3 HISTORIQUE

AZUR S.A. a été créée en mai 1996, suite à l'initiative d'un Opérateur économique et Homme d'affaires, El hadj NANA BOUBA DJODA (65%), de Nationalité Camerounaise et le CENAINVEST (Central Afrique Investment S.A.) (35%). De nos jours l'entreprise revient entièrement à El hadj NANA BOUBA DJODA et fils. Cette dernière débuta tout d'abord par la production du savon au premier semestre 2001, ensuite de la glycérine et enfin l'huile de palme raffinée. L'entreprise ayant démarré dans un contexte d'accroissement de l'offre, donc de concurrence très forte et consciente du prix à payer pour la réussite, s'est investie dès ses débuts à disposer des ressources financières importantes, des ressources humaines les mieux qualifiées, du matériel et des ressources technologiques les plus performantes, bref d'une bonne organisation.

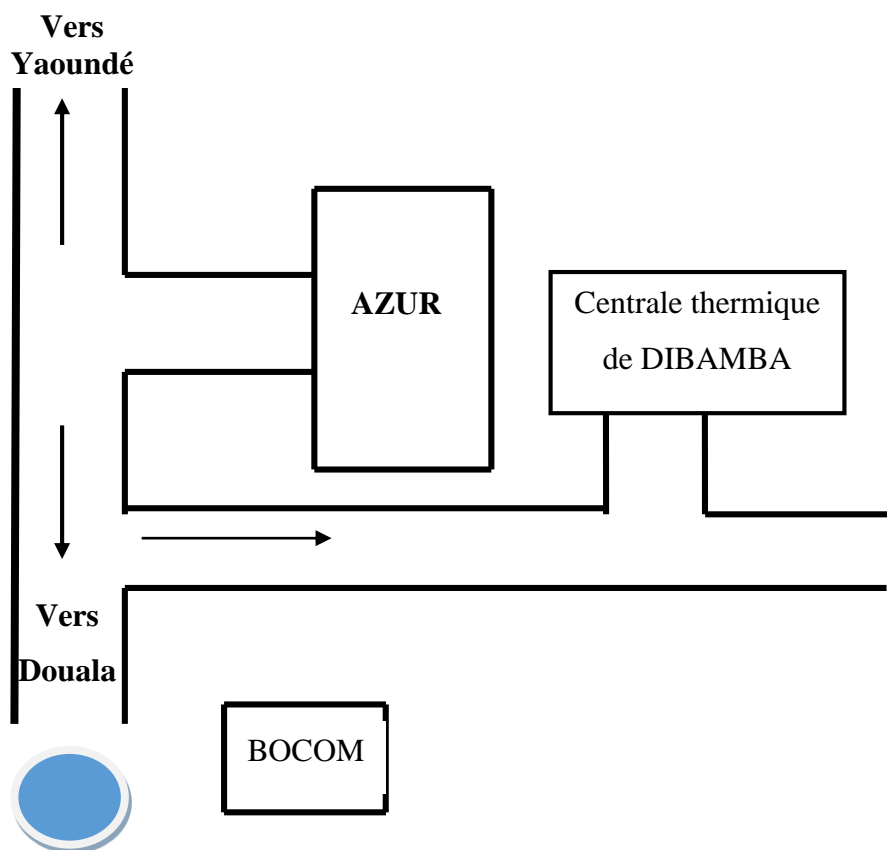


Figure 1: Localisation de l'usine

III. GENERALITE SUR LE RAFFINAGE DE L'HUILE PALME (CAS AZUR S.A)

III.1. LA RAFFINERIE

Le raffinage est une opération industrielle qui consiste à séparer les divers composants d'une matière.

Le raffinage de l'huile de palme s'effectue en trois (03) grandes étapes à savoir le **prétraitement**, le **blanchiment** et la **désodorisation**.

En ce qui concerne l'huile de palme brute, l'huilerie est approvisionnée par différents prestataires notamment : SOCAPALM, SAFACAM, CDC, PALMOL et des particuliers. Les analyses de l'huile qui s'en suivent déterminent son acceptation ou non. Ces analyses portent sur l'humidité de l'huile de palme, le taux d'acidité, le taux d'impuretés, le melting point (point de fusion), le DOBI (Indice de blanchie) et l'indice de peroxyde. Le **Tableau 2** montre les valeurs standards d'acceptation de CPO (Crude Palm Oil ou huile de palme brute).

Tableau 2: Paramètre standards d'acceptation de CPO (AZUR S.A)

Analyses	Acidité	Point de fusion	DOBI	Humidité	Indice de peroxyde
Résultats	≤ 5	33 – 37°C	≥ 2	$\leq 0,3$	≤ 3

Lorsque le CPO est validé par le service qualité, le camion-citerne est autorisé à dépoter dans les tanks de stockage. Cette huile est maintenue fluide lors du stockage à une température de 50°C grâce à la vapeur d'eau qui circule dans les serpentins le long des tanks de stockage.

III.1.1 Prétraitement

Le prétraitement a pour but de modifier la structure des gommés présentes dans l'huile. Celle-ci est traitée avec de l'acide phosphorique alimentaire 85% qui va modifier la composition de l'huile en enlevant les gommés pendant le blanchiment.

Le prétraitement est basé sur la modification des gommés et l'élimination des substances colorées et pigments ainsi que des autres impuretés afin de faciliter le raffinage de l'huile de palme, sous une température de 80 – 110°C.

III.1.2 Blanchiment

L'activation de la terre décolorante a lieu dans cette section où toutes les matières indésirables sont retenues par absorption avant le procédé de raffinage physique.

Le procédé de blanchiment enlèvera les matières colorées, les gommés, les traces de

gras libres à 250-280°C sous l'effet du vide.

L'installation est conçue pour une opération continue. L'huile finie est alors produite avec un minimum de contrôle par les opérateurs en charge. L'annexe 2 illustre les étapes de raffinage d'huile de palme.

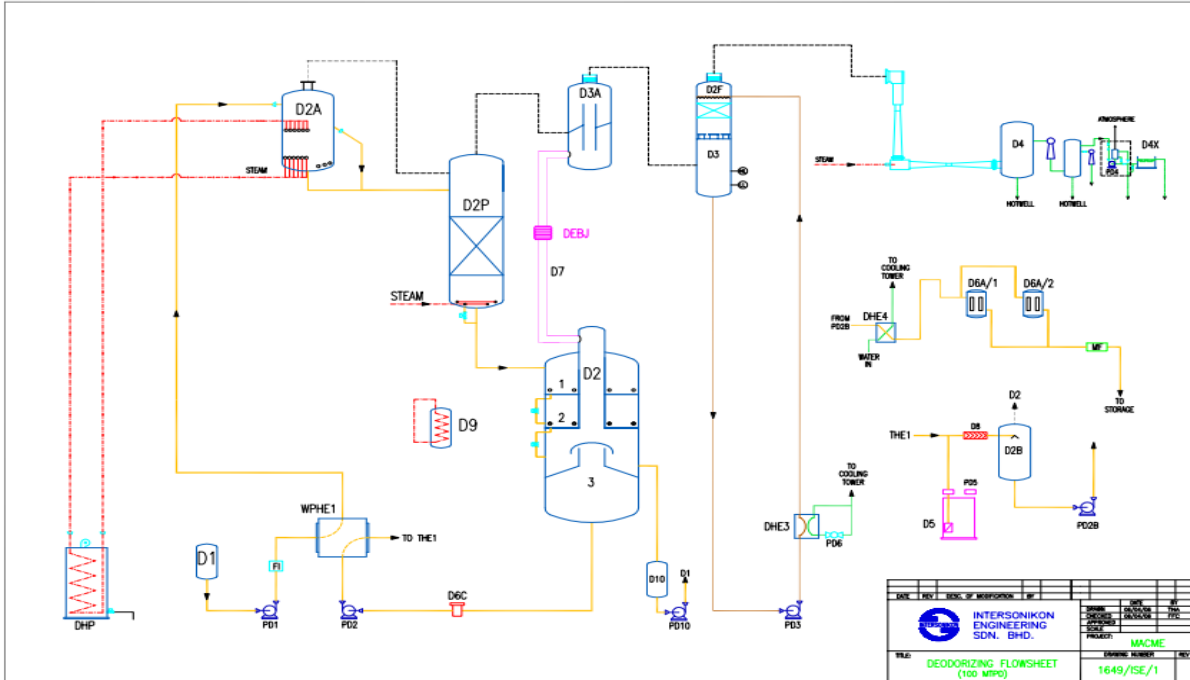


Figure 3: Schéma du procédé de la désodorisation de l'huile de palme cas de AZUR S.A

III.2. LE FRACTIONNEMENT

Le fractionnement est un procédé utilisé pour séparer une portion solide appelée stéarine d'une portion liquide appelée oléine. Cette séparation est basée sur la différence des températures de cristallisation de l'oléine (6°C) et de la stéarine (20°C).

L'huile est refroidie lentement pour obtenir une cristallisation homogène de stéarine, elle est ensuite filtrée à travers un filtre presse à membranes qui retient les stéarines. Le filtre presse à membranes est une machine utilisée pour la séparation de l'oléine et de la stéarine.

Les plateaux de membranes du filtre sont couverts avec un tissu de filtre en « polyamide ». La phase solide est alors séparée de la phase liquide par l'utilisation du tissu de filtre et l'oléine filtrée est déchargée à travers le trou du conduit à côté des tissus de filtre aux multiples sorties. La phase solide est piégée et accumulée dans les chambres, formant le gâteau de stéarine. L'annexe 3 représente les étapes du processus de fractionnement.

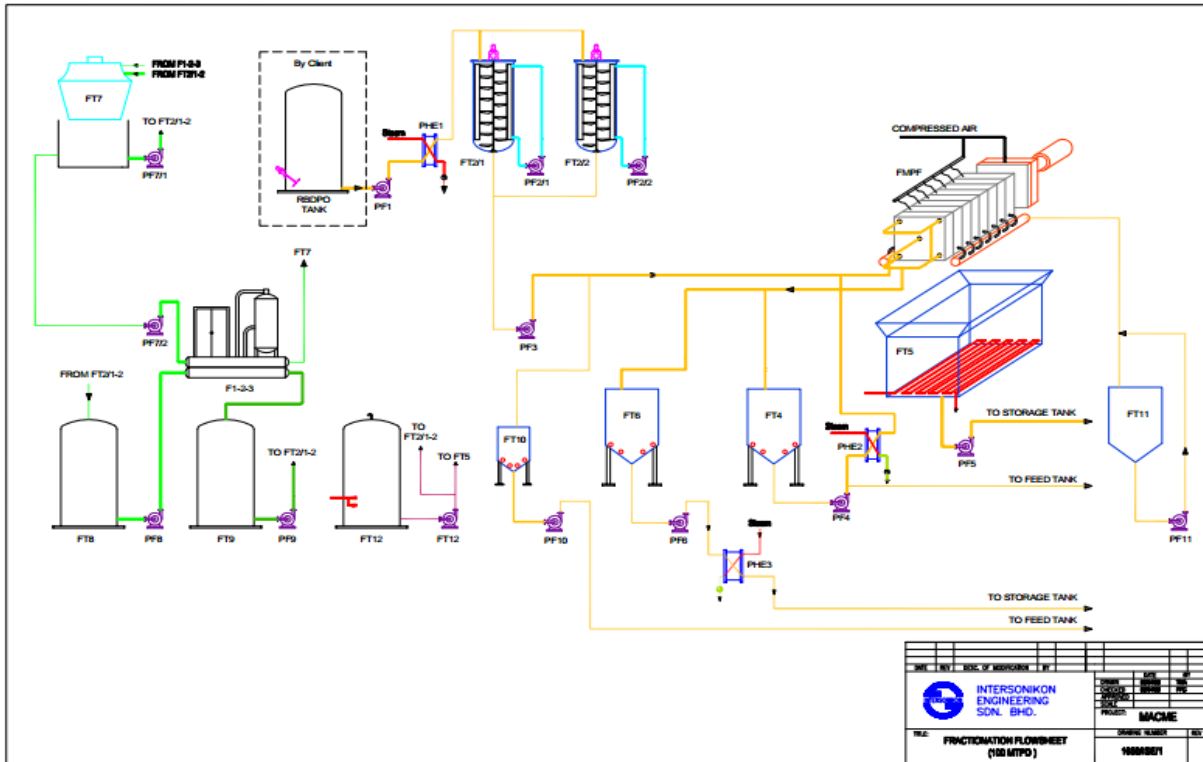


Figure 4: Schéma du procédé de fractionnement cas AZUR S.A

Toutefois étant donné que la dissolution de la stéarine n'est pas effectuée à 100% l'entreprise ajoute la STS (Sorbitate Tri Stéarate) ainsi que la vitamine A éliminée lors du processus de raffinage à raison de 30 grammes de vitamine A pour 10 tonnes d'oléine. La STS a pour rôle de maintenir l'apparence physique de l'oléine.

L'oléine obtenue après fractionnement est stockée dans trois tanks différents en fonction de sa qualité. Ainsi le Tableau 3 ci-dessous montre le mode de stockage de l'oléine en fonction de sa qualité. Les différentes étapes de stockage de l'oléine sont détaillées en annexe 4.

Tableau 3: Mode de stockage de l'oléine en fonction de sa qualité (AZUR S.A)

Qualité de l'oléine	Qualité 1	Qualité 2	Qualité 3
Tank de stockage	Tank 3	Tank 2	Tank 1

Elle est conditionnée dans les bouteilles de 1 litre et 0,5 litre pour la première qualité, dans les bidons de 5 litres et 20 litres, pour la deuxième qualité. Et la troisième qualité est soit livrée en vrac, soit renvoyée dans le cristalliseur pour subir le fractionnement à nouveau.

Ainsi, la partie suivante présente les différents matériels à utiliser. De même, nous verrons les méthodes utilisées pour atteindre nos objectifs.

IV. MATERIELS ET METHODES

Dans cette partie, il est principalement question pour nous de présenter le matériel soumis à notre étude (chaudière *BONO ENERGIA SG 1000 15 bar*) ainsi que les différentes méthodes utilisées pour résoudre le problème qui nous est soumis (Valorisation de la chaleur issue de la cheminée de la chaudière).

IV.1. MATERIEL

IV.1.1 PRÉSENTATION DE LA CHAUDIÈRE BONO ENERGIA SG 1000 15 BAR

Pour améliorer l'efficacité d'un équipement industriel, sa connaissance (ses caractéristiques, son principe de fonctionnement, sa fonction, ...) est préalable et primordiale. Ainsi donc, nous allons présenter notre générateur de vapeur qui est la *BONO ENERGIA SG 1000 15 bar* et aussi décrire son principe de fonctionnement.

C'est un équipement permettant de produire de la vapeur pour la section huilerie de l'entreprise (raffinerie, chauffage du fuel et d'eau, chauffage des tanks de stockage CPO, RBD, ...). Il s'agit d'une chaudière à tubes de fumée à double passage qui se présente comme suit (*Figure 5*)



Figure 5: Chaudière BONO ENERGIE SG 1000

Les caractéristiques de cette chaudière sont consignées dans le *Tableau 4* ainsi que celles du brûleur dans le *Tableau 5* ci-après :

Tableau 4: Caractéristiques de la chaudière BONO ENERGIA SG 10000

Type	SG 1000
Numéro de fabrication	8309
Année	1998
Capacité	10000 kg/h
Timbre	15 bars
Combustible	NAFTA (fuel lourd)
Rendement thermique (%)	92
Pression de service (consigne de régulation)	13 bars
Température de fumées	180°C
Température d'entrée du fuel	65-70°C
Température de l'eau alimentaire	40°C
Longueur (m)	7,7
Largeur (m)	3,3
Hauteur (m)	3,45

Tableau 5: Caractéristiques du brûleur

Type	C 1000
Année	1998
Potentialité maximale par heure	7790 kW
Numéro de fabrication	98085
Combustible	NAFTA (fuel lourd)
Température du préchauffeur	100-110°C

IV.1.2 PRINCIPE DE FONCTIONNEMENT

Pour son fonctionnement, la chaudière nécessite quatre éléments à savoir : le fuel, l'eau, l'air et le gaz. De plus, son fonctionnement est totalement automatisé.

L'eau provient de la section traitement d'eau et est stockée dans une bache où elle est préchauffée entre 40° C et 50° C et est purgée. Une pompe permet de refouler l'eau dans la chaudière. Un clapet anti retour est installé au niveau de la pompe pour empêcher le retour de l'eau.

Un pressostat permet de maintenir la pression dans la chambre de combustion. Après la phase de pré ventilation le transformateur d'allumage envoie le courant pour créer l'étincelle, puis l'ouverture d'électrovanne de gaz et on a une pré flamme. Celle-ci est appréciée par le détecteur de flamme. Après son appréciation, il y aura l'ouverture de l'électrovanne (3 voies) fioul et air comprimé, puis l'arrêt de l'électrovanne de gaz. Ainsi la chaudière est démarrée, le schéma synoptique de l'installation est représenté sur la Figure 6 et la **Figure 7** est celle du grafcet de démarrage de la chaudière.

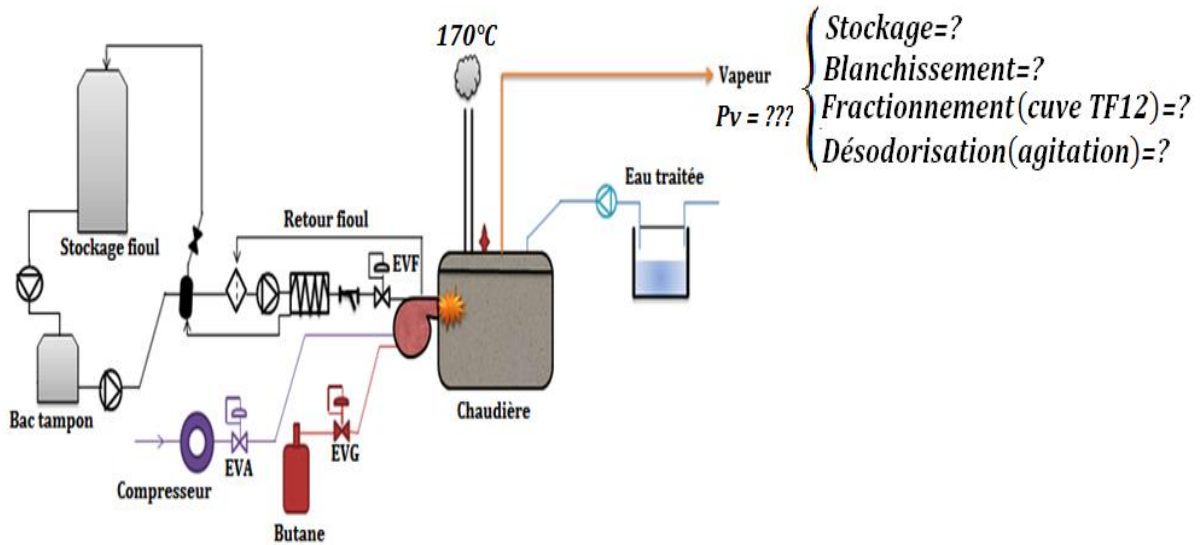


Figure 6: schéma synoptique de l'installation

La figure 3 nous illustre la chaudière dans son environnement avec les éléments dont elle a besoin pour son fonctionnement.

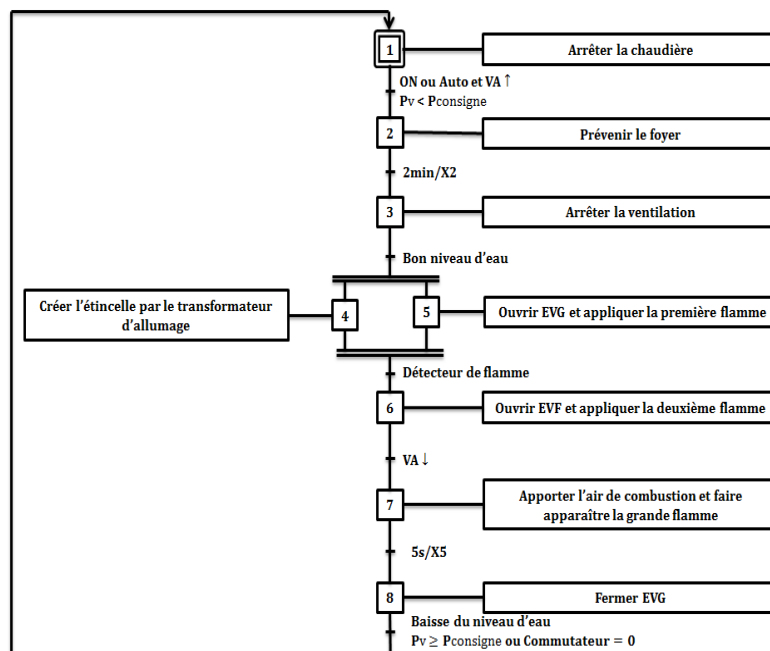


Figure 7: Grafcet de démarrage de la chaudière

IV.1.3 MATÉRIELS UTILISÉS

Pour réaliser cette étude, nous avons utilisé les matériels suivants :

- Le manomètre (**Figure 8**) de marque OMET, qui nous a permis de relever la pression de la vapeur produite par la chaudière.



Figure 8: Manomètre

- Les Thermomètres bimétalliques de marque OMET, qui nous ont permis de relever les températures des différents points (température fumée, l'eau d'alimentation, fioul).
- Comme logiciel, nous avons eu à utiliser : AutoCAD pour la modélisation.
- Les abaques de la table des propriétés des corps purs :et connaissant la température ou la pression, cette table permet d'obtenir des informations notamment sur l'enthalpie, l'énergie interne, le volume massique de quelques corps purs. Dans le cadre de cette étude, nous l'utilisons pour déterminer les caractéristiques de la vapeur connaissant la pression ;
- Les données historiques des chaudières : quant à elles, elles nous ont permis d'établir les caractéristiques et la consommation moyenne en combustibles.

Avec ces matériels, nous appliquerons des méthodes appropriés pour atteindre notre objectif.

IV.2. METHODES

IV.2.1 MÉTHODOLOGIE

La figure ci-dessous (**Figure 9**) montre la méthodologie à suivre pour arriver au bout de notre étude dont le but est de valoriser la chaleur issue de la cheminée de la chaudière afin de promouvoir l'efficacité énergétique.

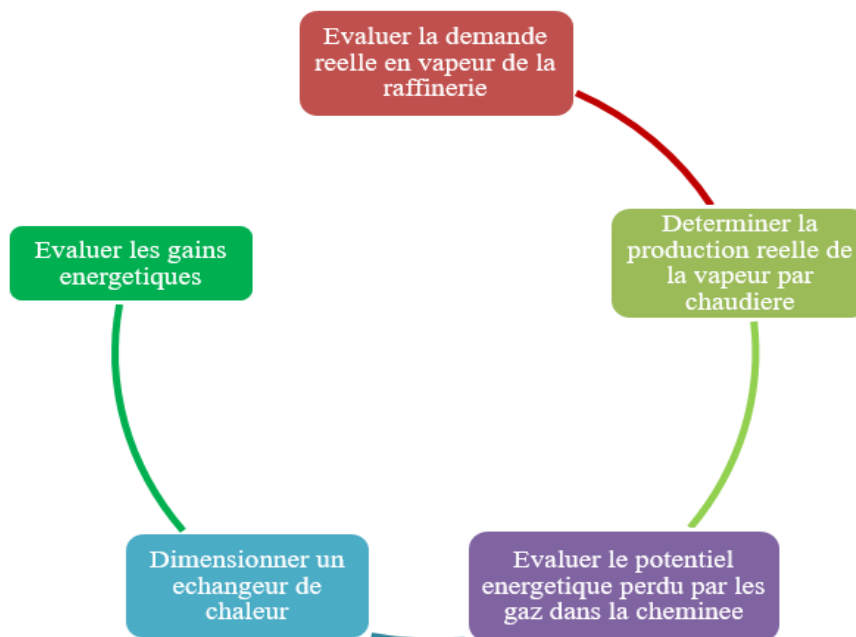


Figure 9: Méthodologie de travail

IV.2.2 MÉTHODE

IV.2.2.1 Lieu de travail et la période de travail

Ce travail a été réalisé au sein de la société AZUR S.A. au cours d'un stage effectué du 1^{er} mars 2016 au 31 juillet 2016 dans la section raffinerie et chaufferie de ladite entreprise.

IV.2.2.2 L'évaluation de la demande réelle en vapeur de la raffinerie

Pour évaluer les besoins en vapeur que doit satisfaire la chaudière BONO ENERGIA SG 1000, nous allons décomposer ses besoins en trois à savoir : le stockage, le blanchiment et le fractionnement.

Nous avons rencontré des difficultés lors de l'évaluation des besoins en vapeur de la section raffinerie ; ceci dû au fait que l'entreprise ne dispose d'aucun instrument de mesure de vapeur. Ainsi, nous étions obligés de nous rabattre sur la matière première qui est l'huile de palme brute qui est contrôlée par le service matière première où nous avons pu avoir les mouvements journaliers des matières premières liquides (huile de palme, fioul, ...) du mois de mai 2016.

Pour ce faire nous avons élaboré les hypothèses suivantes :

- Nous avons considéré que les matières premières liquides à l'arrivée dans l'usine étaient à la température ambiante de 30 °C ;

- Les différentes températures de stockage sont de 50 °C pour l'huile de palme, 70 °C pour le fioul et 40 °C pour l'eau ;
- La température de blanchiment est de 110 °C ;
- La Chaleur Spécifique de l'huile de palme et du fioul est de 2 kJ·kg⁻¹·K⁻¹ [2];
- Pas d'échange avec le milieu extérieur.

Ainsi, nous pouvons évaluer les besoins en vapeur de la section raffinerie de AZUR S.A.

IV.2.2.3. Les besoins en vapeur pour le stockage des matières premières liquide

La puissance thermique nécessaire pour maintenir les matières premières liquides (huile de palme brute, fioul et eau) à leur température de stockage est donnée par l'équation (1), la différence entre les puissances de différentes matières premières se trouve au niveau de leur température de stockage, de leur masse et aussi de la chaleur spécifique de l'eau qui est différente des autres matières premières.

$$P_{stc\ i} = \frac{(m * C_p * (\theta_{stc\ i} - \theta_i))}{t_f} \quad (1)$$

P_{stc i}: Puissance thermique en kW

m: Masse en kg

C_p: Chaleur spécifique (huile de palme, fioul et eau) en kJ.kg⁻¹ · K⁻¹

θ_{stc i}: Température de stockage en °C

θ_i: Température initiale en °C

t_f: Temps de fonctionnement moyenne de la chaudière en s

La puissance totale de stockage des matières premières liquides est donnée par l'équation (2)

$$P_{stc} = \sum_i^n P_{stc\ i} \quad (2)$$

IV.2.2.4. Les besoins en vapeur pour la section blanchiment

Le blanchiment consiste à retirer toutes les impuretés contenues dans l'huile de palme brute. La puissance thermique nécessaire pour cette transformation est donnée par l'équation (3).

$$P_b = \frac{(m * C_p * (\theta_i - \theta_b))}{t_f} \quad (3)$$

P_b : Puissance thermique nécessaire pour blanchir l'huile de palme brute en kW

m : Masse d'huile de palme à blanchir en kg

C_p : Chaleur spécifique de l'huile de palme en $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$

θ_b : Température de blanchiment en °C

θ_i : Température initiale en °C

t_f : Temps de fonctionnement moyenne de la chaudière en s

IV.2.2.2.3 Les besoins en vapeur pour la section fractionnement

Le fractionnement est un procédé utilisé pour séparer une portion solide appelée stéarine d'une portion liquide appelée oléine. Cette séparation est basée sur la différence des températures de cristallisation de l'oléine (6°C) et de la stéarine (20°C).

L'huile est d'abord refroidie lentement pour obtenir une cristallisation homogène de stéarine. Ensuite, elle est filtrée à travers un filtre presse à membranes qui retient les stéarines.

La vapeur est utilisée pour maintenir l'eau contenue dans la cuve FT12 de 60 000 litres à 90 °C et est régulée par une électrovanne qui est commandée par un automate VIPA CPU 215.

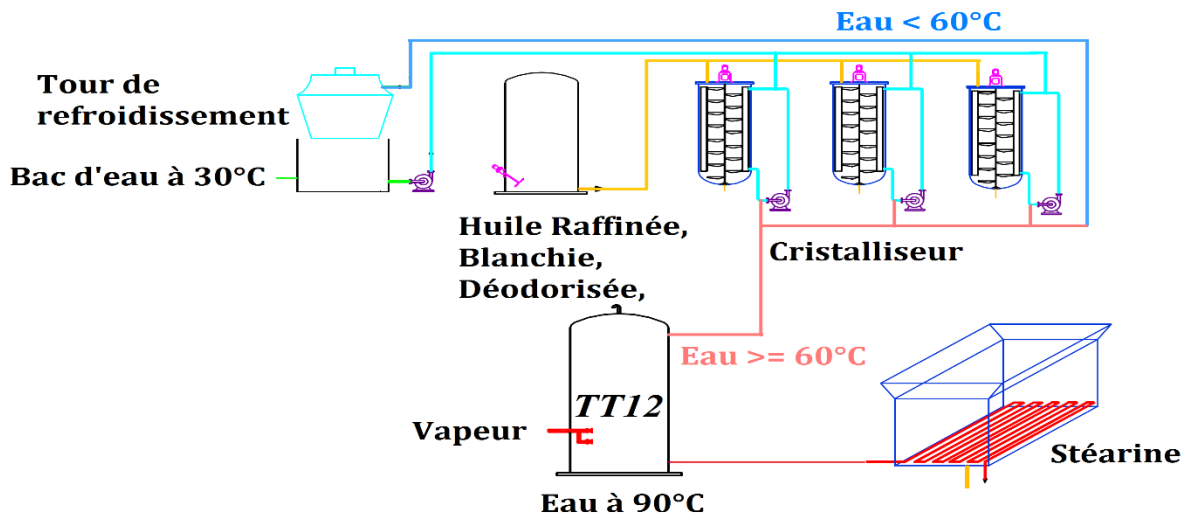


Figure 10: schéma du circuit d'eau chaude qui permet de maintenir le stéarine en état liquide

L'eau à la température ambiante passe dans les cristalliseurs qui échange de la chaleur avec l'huile de palme Raffinée, Blanchie et Désodorisée (RBD) à 70 °C

A la sortie des cristalliseurs, si l'eau a une température supérieure ou égale à 60 °C, elle est transférée dans la cuve FT12 où elle est chauffée par la vapeur pour atteindre 90 °C,

puis utilisée pour maintenir la stéarine à l'état liquide afin de faciliter son transport. Sinon, elle est envoyée à la tour de refroidissement pour une réutilisation.

La puissance thermique nécessaire pour maintenir l'eau à 90 °C est donnée par l'équation (4) :

$$P_f = \frac{(m * C_p * (\theta_f - \theta_{sc}))}{t_f} \quad (4)$$

P_f : Puissance thermique nécessaire pour maintenir l'eau à 90 °C en kW

m : Masse d'eau en kg

C_p : Chaleur spécifique de l'eau en $\text{kJ} \cdot \text{kg}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$

θ_f : Température final de l'eau en °C

θ_{sc} : Température à la sortie des cristalliseurs en °C

t_f : Temps de fonctionnement moyenne de la chaudière en s

IV.2.2.3 Production réelle de la vapeur par la chaudière

Pour déterminer h_v (enthalpie de la vapeur) et h_e (enthalpie de l'eau d'alimentation de la chaudière), nous avons utilisé les tables de calcul équilibre liquide – vapeur de l'eau à l'entrée en pression (Annexe 5) et à l'entrée en température (Annexe 6).

Pour les valeurs de h_e et h_v dont la température et la pression ne figurent pas dans la table, nous avons fait l'interpolation linéaire.

$$P_v = \dot{m}_v * h_v - \dot{m}_e * h_e \quad (5)$$

P_v : puissance de la vapeur en kW

\dot{m}_e : débit d'alimentation en eau de la chaudière, à défaut du débitmètre sur l'installation, nous avons considéré le débit de la pompe (pompe centrifuge) d'alimentation. La plaque signalétique étant illisible nous nous sommes rapprochés de l'opérateur chaudière qui nous a communiqué la valeur du débit de la pompe qui est de $7500 \text{ kg} \cdot \text{h}^{-1}$, soit $2,1 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$.

\dot{m}_v : débit massique vapeur en $\text{kg} \cdot \text{s}^{-1}$, pour déterminer le débit de vapeur produite, nous avons utilisé la formule suivante :

$$\dot{m}_v = \frac{\text{pression de la vapeur produite}}{\text{la timbre de la chaudière}} * \text{débit de vapeur à 15 bar} \quad (6)[3]$$

IV.2.2.4 Le potentiel énergétique perdu par les gaz d'échappement dans la cheminée de la chaudière

IV.2.2.4.1 Présentation générale du problème

L'optimisation de la production de la vapeur par la chaudière de la raffinerie est un objectif primordial de AZUR S.A et aussi dans le souci d'économie d'énergie et le respect de l'environnement. Ce qui impose une disponibilité constante de la vapeur pour les processus de raffinage d'huile de palme et le stockage des matières premières liquides. En effet le rejet de la fumée à des températures élevées est une source de pertes d'énergie par la chaudière. Alors que l'on pourrait valoriser cette énergie contenue dans ces fumées qui pourra être utilisée pour les préchauffages, le stockage du fioul et l'eau d'alimentation de la chaudière. D'où le travail qui nous a été confié.

IV.2.2.4.2 L'énergie perdue dans les gaz d'échappement

Pour évaluer l'énergie perdue par la chaudière, nous utilisons la formule de SER (ou SIERGERT) suivante :

$$Pertes = k * \frac{(\theta_f - \theta_a)}{\%CO_2} \quad (7)$$

θ_f : Température des fumées en °C et θ_a : Température de l'air ambiant en °C

Pour le fioul lourd $k = 0,59$ et n'ayant pas les instruments pour mesure le $\%CO_2$ dans les fumées nous avons considéré la valeur du pourcentage de CO_2 pris dans la littérature à 16% [4].

Pour mener à bien notre étude nous avons formulé quelques hypothèses à savoir :

- Pas d'échange avec le milieu extérieur ;
- Le régime est permanent ;
- Pas de changement de phase au cours du transfert ;
- Nous allons utiliser l'acier inoxydable pour le circuit fluide froid d'épaisseur 2 mm et l'acier d'épaisseur 5 mm pour la cheminée (circuit chaud), dont les conductivités thermiques sont respectivement de $14 \text{ W.m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ et de $45 \text{ W.m}^{-1} \cdot \text{K}^{-1}$ (Holman, 1990 ; Bimbenet et al., 2007 ; Singh et Heldman, 2008 ; Bazinet et al., 2011) ;
- Température entrée fluide chaud : $\theta_{ce} = 170 \text{ °C}$;
- Température entrée fluide froid : $\theta_{fe} = 30 \text{ °C}$;
- Diamètre circuit eau : $d = 60 \text{ mm}$;

- Le débit du fluide froid est celle de la pompe d'alimentation, l'image de la plaque signalétique est en annexe 8 : $\dot{q}_e = 17 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1} = 4,72 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-1}$;
- Le diamètre de la cheminée est de 700 mm;
- Nous allons considérer la fumée comme de l'air, car n'ayant pas les caractéristiques de la fumée, nous allons utiliser celle de l'air à la température de 170 °C.

Le système à mettre en place (Figure 11) est constitué de la cheminée de la chaudière sous forme cylindrique laissant passer les fumées et d'une conduite spirale permettant le passage de l'eau (Figure 12 **Erreur ! Source du renvoi introuvable.**).

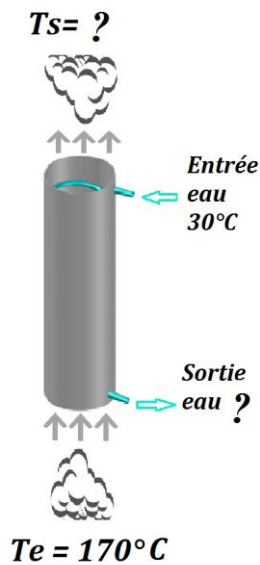


Figure 11: Echangeur de chaleur

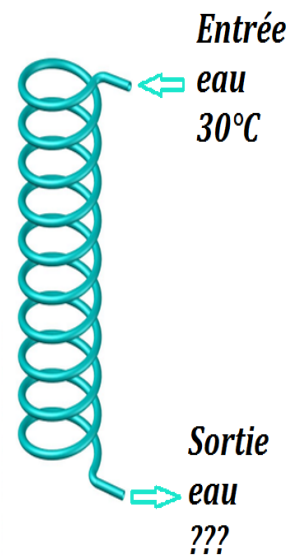


Figure 12: Circuit d'eau

IV.2.2.5 Eléments de dimensionnement d'un échangeur de chaleur

Il s'agit dans cette partie de déterminer les paramètres suivants :

- Les coefficients de convections
- Le coefficient global d'échange
- Les températures de sorties des fluides

IV.2.2.5.1 Déterminations des coefficients de convection

Pour calculer les coefficients de convection, il nous faut déterminer les nombres adimensionnels :

- Le nombre de Reynolds

$$Re = \frac{\rho V D}{\mu} = \frac{\dot{q} D}{\mu S} \quad (8)$$

\dot{q} : le débit massique du fluide en $kg \cdot s^{-1}$

D : diamètre du circuit en m

μ : viscosité dynamique en $Pa \cdot s$

S : la section du circuit en m^2

Or le débit massique de la fumée est calculé par la formule suivante :

$$\dot{q}_c = 1,9 * P \quad (9)[5]$$

\dot{q} : Débit massique du fluide en $kg \cdot h^{-1}$;

P : Puissance au bruleur en Th

- Le nombres de Prandtl

$$P_r = \frac{C_p \mu}{\lambda} \quad (10)$$

λ : conductivité thermique du fluide en $W \cdot m^{-2} \cdot K^{-1}$

C_p : Capacité calorique en $J \cdot kg^{-1} \cdot K^{-1}$

μ : viscosité dynamique en $Pa \cdot s$

- Le nombre de Nusselt

Le nombre de Nusselt est fonction du nombre de Reynolds et du nombre de Prandtl. Le circuit froid ayant la forme hélicoïdale, nous allons utiliser la corrélation suivante :

$$N_u = \frac{P_r * R_e * \left(\frac{f}{8}\right)}{1,07 + 12,7 * \sqrt{\frac{f}{8}} * (P_r^{2/3} - 1)} \quad (11) [6]$$

$$\text{Avec } f = 0,304 * R_e^{-0,25} + 0,029 * \sqrt{\delta} \text{ et } \delta = \frac{r}{R_s} \quad (12)$$

f est le coefficient de friction

et δ est un nombre adimensionnel

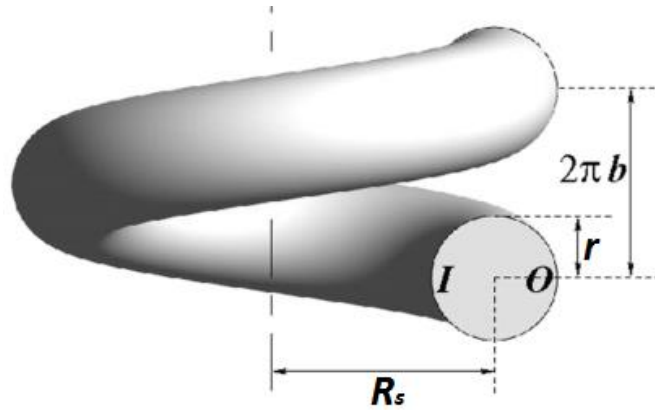


Figure 13: Schéma représentatif d'un tube de forme hélicoïdale [6]

Le diamètre de la cheminée étant de 0,7 m, nous avons décidé de laisser, entre la cheminée et le circuit froid, un écart de 0,05 m afin de permettre une bonne circulation du fluide chaud.

Et pour le circuit chaud, étant donné que la cheminée a la forme cylindrique et que l'écoulement du fluide est à l'intérieur de celui-ci, nous pouvons utiliser la corrélation de MC ADAMS :

$$N_u = 0,023 * P_r^{1/3} * R_e^{0,8} * \left(1 + \left(\frac{D}{L}\right)^{0,7}\right) \quad (13)[7]$$

La corrélation de MAC ADAMS corrigée la corrélation de COLBURN pour tenir compte du profil de vitesse du fluide dans le tube qui ne peut pas encore être totalement établi ($X/D < 60$).

Et enfin on peut déterminer le coefficient de transfert à partir de l'expression suivante :

$$N_u = \frac{hD}{\lambda} \Rightarrow h = \frac{N_u \lambda}{D} \quad (14)$$

IV.2.2.5.2 Le coefficient global d'échange

$$\Phi = US\Delta T = \frac{\Delta T}{R_{Thg}} \Rightarrow U = \frac{1}{R_{Thg}S} \quad (15)$$

Or

$$R_{Thg} = \frac{1}{h_c S_c} + r_{ec} + \frac{\ln \frac{D}{d}}{2\pi\lambda L} + \frac{1}{h_f S_f} + r_{ef} \quad (16)$$

Et que

$$R_{Thg}S_c = \frac{1}{h_c} + r_{ec} + \frac{d \ln \frac{D}{d}}{2\lambda} + \frac{d}{Dh_f} + \frac{(r_{ef} * d)}{D} \quad (17)$$

$$\Rightarrow U = \left[\frac{1}{h_c} + r_{ec} + \frac{d \ln \frac{D}{d}}{2\lambda} + \frac{d}{Dh_f} + \frac{(r_{ef} * d)}{D} \right]^{-1} \quad (18)$$

IV.2.2.5.3 Déterminations des températures de sortie des deux fluides

En utilisant la méthode de Différence Logarithmique des Températures et en considérant l'échangeur contre-courant.

La variation de température du fluide froid dTf, quant on augmente la surface d'échange de dS, devient négative. Dans ces conditions, on a :

$$d\Phi = -\dot{q}_c C_{pc} dT_c = -\dot{q}_f C_{pf} dT_f \quad (24)$$

On a alors la puissance thermique totale échangée :

$$\left\{ \begin{array}{l} \Phi = U \frac{[(T_{cs} - T_{fe}) - (T_{ce} - T_{fs})] S}{\ln \frac{(T_{cs} - T_{fe})}{(T_{ce} - T_{fs})}} \\ \Phi = -\dot{q}_c C_{pc} (T_{cs} - T_{ce}) \\ \Phi = \dot{q}_f C_{pf} (T_{fs} - T_{fe}) \end{array} \right. \quad (25)$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \Phi = U \frac{[(T_{cs} - T_{ce}) + (T_{fe} - T_{fs})] S}{\ln \frac{(T_{cs} - T_{fe})}{(T_{ce} - T_{fs})}} \\ T_{cs} = T_{ce} - \frac{\Phi}{\dot{q}_c C_{pc}} \\ T_{fs} = T_{fe} + \frac{\Phi}{\dot{q}_f C_{pf}} \end{array} \right. \quad (26)$$

Ainsi, nous avons :

$$\left\{ \begin{array}{l} T_{cs} = T_{ce} - \left[\frac{(T_{ce} - T_{fe}) * (1 - e^{-USA})}{\dot{q}_c C_{pc} * \left(\left(\frac{1}{\dot{q}_c C_{pc}} \right) - \left(\frac{e^{-USA}}{\dot{q}_f C_{pf}} \right) \right)} \right] \\ T_{fs} = T_{fe} + \left[\frac{(T_{ce} - T_{fe}) * (1 - e^{-USA})}{\dot{q}_f C_{pf} * \left(\left(\frac{1}{\dot{q}_c C_{pc}} \right) - \left(\frac{e^{-USA}}{\dot{q}_f C_{pf}} \right) \right)} \right] \end{array} \right. \text{ Avec } A = \frac{1}{\dot{q}_c C_{pc}} - \frac{1}{\dot{q}_f C_{pf}} \quad (27)$$

IV.2.2.5.4 Les gains

Etant donné que le système que nous mettrons en place récupérera la puissance perdue dans le gaz d'échappement, nous pouvons calculer la puissance récupérée par l'eau.

$$P_{gain} = \dot{m}_e * (h_{\theta_{sf}} - h_{\theta_{ef}}) \quad (28)$$

Dans cette partie, il était question de présenter le matériel et les méthodes utilisées pour mener à bien notre travail. Il en ressort que le matériel utilisé pour cette étude est un ensemble d'appareils de mesure, de logiciels, d'abaques et que la méthode développée se base sur les principes thermodynamiques. Ainsi donc, la partie suivante nous présente les résultats issus de notre étude d'une part et d'autre part nous permettrons de les discuter.

V. RESULTATS ET DISCUSSION

Dans cette partie, nous allons présenter les résultats obtenus et l'analyse faite durant cette étude. Pour cela, nous allons évoluer selon les méthodes énoncées dans la partie précédente.

V.1 LA DEMANDE EN VAPEUR DE LA SECTION HUILERIE DE AZUR S.A

Nous avons reparti la demande en vapeur de la section comme suit.

V.1.1 LES BESOINS EN VAPEUR POUR LE STOCKAGE DES MATIÈRES PREMIÈRES LIQUIDES (HUILE DE PALME BRUTE, FIOUL ET L'EAU)

Dans le *Tableau 6*, nous avons les puissances thermiques nécessaires pour maintenir le stockage des matières premières liquides pour faciliter leur transport dans les installations. Le détail des calculs se trouve en annexe 9.

Tableau 6: Les puissances thermique nécessaire pour le stockage

Désignation	Puissance (kW)
Huile de palme brute	1610,11
Fioul	42,53
Eau	3,44
Total	1656,08

Nous constatons que l'huile de palme brute nécessite plus de puissance pour son stockage car elle est la matière première qui subit la transformation et que son volume est aussi important. La Figure 14, nous montre le pourcentage des besoins en vapeur nécessaire pour son stockage.

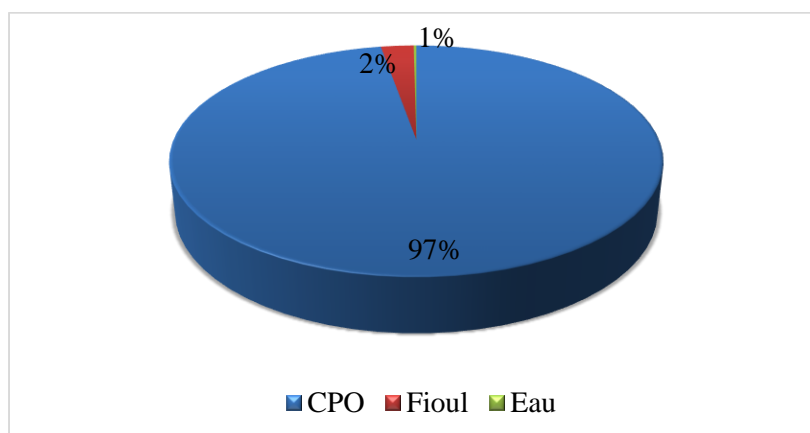


Figure 14: Pourcentage des besoins en vapeur nécessaire pour le stockage

V.1.2 LES BESOINS EN VAPEUR POUR LE RAFFINAGE D'HUILE DE PALME SANS LA SECTION DÉSODORISATION

Le raffinage est une opération industrielle qui consiste à séparer les divers composants d'une matière. Ici nous nous sommes intéressés juste par le besoin en vapeur pour le blanchiment et par le bac d'eau chaude pour maintenir la stéarine en état liquide afin de faciliter son transfert. Le **Tableau 7** nous donne les puissances thermiques nécessaires pour le raffinage d'huile sans la section désodorisation. Les feuilles de calculs se trouvent en annexe 10.

Tableau 7: Puissance thermique pour le raffinage d'huile sans la section désodorisation

Désignation	Puissance (kW)
Blanchiment	125,57
Fractionnement	8,85
Agitation	1,34
Total	135,8

La chaudière est sollicitée plus au blanchiment que dans d'autre poste car au niveau du fractionnement l'apport en chaleur permet juste de faire remonter la température de l'eau sortie des cristalliseurs de 60 °C à 90 °C. La **Figure 15** illustre la répartition de la demande en vapeur des process.

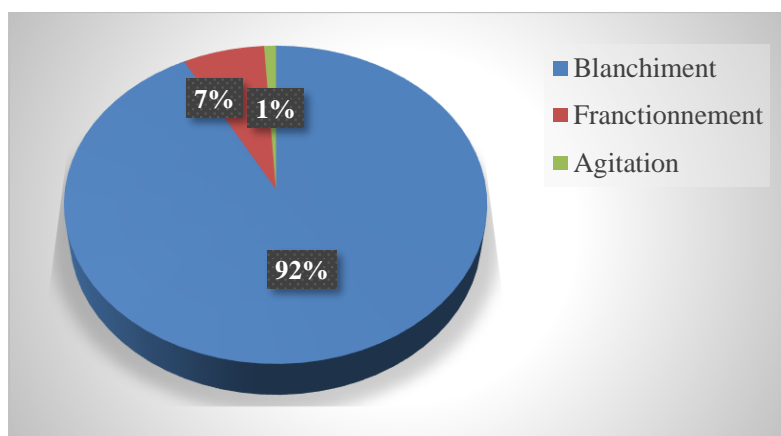


Figure 15: Répartition de la demande en vapeur pour le processus

De tout ce qui précède, il en ressort que les besoins en vapeur de l'huilerie sont de, **1791,84 kW**, donc la répartition est donnée sur la **Figure 16**.

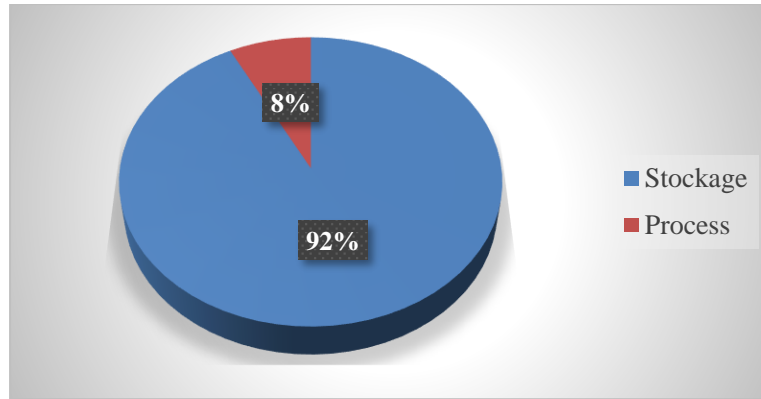


Figure 16: Répartitions des besoins en vapeur de l'huilerie cas de AZUR S.A

V.2 LA PUISSANCE THERMIQUE PRODUITE PAR LA CHAUDIERE

La surface de chauffe est de forme cylindrique. L'eau provenant de la bêche est admise dans la partie inférieure du cylindre. Cette partie est en contact avec la chambre de combustion où la chaleur est transmise à l'eau par convection.

La pression de service est de 13 bar, mais la pression moyenne de la vapeur produite est de 11,5 bars. A partir de la table équilibre liquide – vapeur de l'eau à entrer en pression (Annexe 5), par interpolation linéaire et les données recueillies sur le terrain, nous avons pu déterminer la puissance thermique produite par la chaudière. Le Tableau 8 nous résume les résultats de la production de la vapeur produite par la chaudière *BONO ENERGIA SG 10000*. Le détail de calcul se trouve en annexe 11.

Tableau 8: les valeurs moyennes de la vapeur produite

P° moy Vap (bar)	Taux d'utilisation	Débit moy vap (kg/s)	He (kJ/kg)	Hg (kJ/kg)	η_c	P (kW)
11,5	0,77	2,13	170,44	2785,8	0,68	5415,75

Nous constatons que les besoins en vapeur sont largement satisfaits par la production actuelle, ce qui nous conduit à conclure que la chaudière peut satisfaire les besoins futurs de l'entreprise en matière d'augmentation de sa capacité de production.

V.3 DIMENSIONNEMENT DE L'ECHANGEUR DE CHALEUR

V.3.1 LES COEFFICIENTS DE CONVECTION DES FLUIDES

Pour calculer les coefficients de convection, nous avons pu déterminer les nombres adimensionnels :

- *Le nombre de Reynolds*

Le régime d'écoulement d'un fluide peut être laminaire ou turbulent. Le passage d'un

régime à un autre est caractérisé par le nombre de Reynolds. Le **Tableau 9** nous donne les résultats issus de nos calculs. Et le débit des fumées est 3,5 kg/s.

Tableau 9: Le nombre de Reynolds de deux circuits

Circuit	Nombre de Reynolds
Fumée	304,74
Eau	126465,9

Nous constatons que le régime de l'écoulement du circuit froid est turbulent ($R_e > 2200$) et par contre l'écoulement du circuit chaud a un régime laminaire.

- **Le nombre de Prandtl**

Le nombre de Prandtl pour les deux circuits se trouve dans le **Tableau 10** Ces valeurs caractérisent la distribution des vitesses par rapport à la température.

Tableau 10: Le nombre de Prandtl pour les deux circuits

Circuit	Nombre de Prandtl
Fumée	1,39
Eau	5,38

- **Le nombre de Nusselt**

Le nombre de Nusselt est fonction des nombres de Reynolds et Prandtl et il caractérise l'importance de la convection par rapport à la conduction et les valeurs pour les deux circuits sont consignées dans le **Tableau 11** suivant :

Tableau 11: Le nombre de Nusselt

Circuit	Nombre de Nusselt
Fumée	28,87
Eau	864,69

Ainsi, nous pouvons déterminer les coefficients de convection de ces fluides et dont les valeurs sont consignées dans **Tableau 12** suivant.

Tableau 12: Les coefficients de convection

Circuit	Coefficient de convection (W/m^2K)
Fumée	721,75
Eau	8863,1

De ce tableau, on constate que le coefficient de convection du circuit froid est supérieur à celui du circuit chaud.

V.3.2 LE COEFFICIENT D'ÉCHANGE GLOBAL

En appliquant la formule de calcul du coefficient d'échange globale, on obtient :

$$U = 66,78 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-1}$$

Cette valeur du coefficient nous permettra de déterminer les températures de sortie des fluides.

V.3.3 LES TEMPÉRATURES DE SORTIE DES FLUIDES

En jouant sur la surface d'échange (Longueur), nous pouvons avoir des températures de sortie du fluide froid plus importantes. Ainsi, on a les températures des sorties indiquées dans le *Tableau 13* suivant :

Tableau 13: Température de sortie des fluides

Circuit	Température de sortie des fluides (°C)
Fumée	83,3
Eau	46

Ainsi, on a une température de 83,3°C dans le circuit des fumées et une température de 46°C dans le circuit d'eau. Ainsi l'eau à la sortie de notre échangeur va permettre d'alimenter la bache d'alimentation de la chaudière comme le montre la Figure 17.

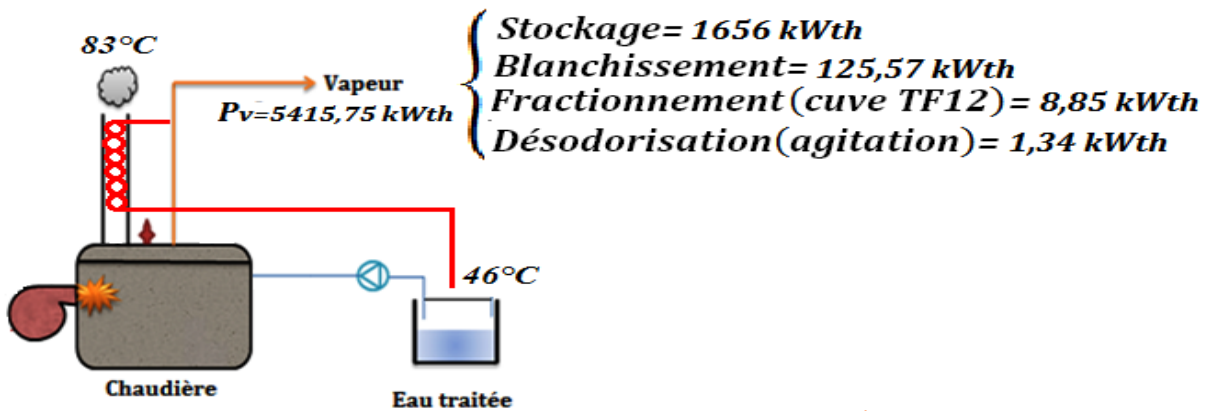


Figure 17: Schéma synoptique du système de récupération d'énergie dans les fumées

V.3.4 LES GAINS

Dans les conditions citées plus haut, nous pouvons calculer la puissance récupérée par l'eau.

$$P_{gain} = 315,35 \text{ kW}$$

La puissance récupérée représente 17,6% de la demande

Dans cette partie, il est question de présenter les résultats de notre travail. Il en ressort que les besoins en vapeur nécessaire pour le stockage représentent **92%** de la demande et que

Valorisation de la chaleur issue de la cheminée de la chaudière BONO ENERGIA SG 1000 cas AZUR S.A

le processus du raffinage de l'huile de palme représente **8%**. La production de la vapeur par la chaudière BONO ENERGIA SG 1000 couvre largement la demande. Ainsi, notre étude permet de récupérer une puissance de **315,35 kW** qui représente **17,6%** de la demande en vapeur de la section huilerie, ainsi celle-ci peut satisfaire les besoins pour les préchauffages, le stockage du fioul, l'eau d'alimentation de la chaudière et bien d'autres.

VI. CONCLUSIONS

Dans le cadre de notre travail, il a été question pour nous de faire une étude sur la « Valorisation de la chaleur issue de la cheminée de la chaudière » *BONO ENERGIA SG 1000* de la section huilerie de AZUR S.A. dont l'objectif principal est de faire une étude de la réutilisation de l'énergie perdue par la cheminée. Ainsi donc, dans un premier temps, une évaluation de la demande réelle en vapeur de la section huilerie a été faite, et de même celle de la production réelle de la chaudière. Dans un second temps, on a fait une évaluation du potentiel énergétique perdu dans les gaz d'échappement dans la cheminée, et aussi un dimensionnement de l'échangeur de chaleur. Enfin, on a estimé les gains énergétiques du dispositif à mettre en place.

Il ressort de ce travail que la vapeur est très importante dans les processus de raffinage de l'huile de palme et que sa production est énergivore. En effet, l'étude que nous avons menée a permis de savoir que la demande totale est de **1791,88 kW** et que la production est de **5 415,75 kW**. De ce fait, on constate que la chaudière est surdimensionnée ou mal exploitée car elle satisfait largement aux besoins en vapeur de l'huilerie. De plus, le rejet de la fumée à 170°C est une perte pour l'entreprise puisqu'elle peut être valorisée. Ainsi, un dimensionnement de l'échangeur de chaleur en vue de la valorisation de ces fumées a été entrepris. A l'issue de ce dimensionnement, on a obtenu un échangeur ayant les caractéristiques suivantes : température d'entrée des fumées **170°C**, température sortie des fumées **83,3 °C**, température d'entrée de l'eau **30°C** et température de sortie de l'eau de **46 °C**, coefficient d'échange global **66,78 W·m²·K⁻¹**. Ainsi, notre étude permet de récupérer une puissance de **315,35 kW** qui représente **17,6%** de la demande en vapeur de la section huilerie de AZUR S.A.

VII. RECOMMANDATIONS - PERSPECTIVES

Nous recommandons donc à l'entreprise de revoir sa politique de gestion d'énergie, de procéder au bon dimensionnement et à la mise en place de disposition de contrôle et de surveillance (comme le débitmètre au niveau des circuits du combustible, au niveau de la vapeur et aussi au niveau de l'eau d'alimentation de la chaudière).

L'étude que nous avons menée est loin d'être exhaustive, ainsi les pistes suivantes sont tout aussi essentielles dans l'amélioration de ce travail. Il s'agit de :

- ✚ La réinjection du condensat dans le circuit d'eau d'alimentation ;
- ✚ La maîtrise du fonctionnement et le contrôle de la combustion pour avoir une combustion complète ;
- ✚ L'optimisation des taux de purge.

BIBLIOGRAPHIE

- [1] M. A. BOUBAKARY, « AUDIT ENERGETIQUE D'UNE CHAUDIERE ET VALORISATION DES CONDENSATS EN INDUSTRIE : CAS DE L'USINE AZUR-YASSA », Mémoire de fin d'études en vue de l'obtention du Diplôme d'Ingénieur de Conception en Energies Renouvelables, Université de Maroua -Institut Supérieur du Sahel, Maroua-Cameroun, 2015.

- [2] Les Lutins thermique, « LA CHALEUR SPECIFIQUE ». .
- [3] M. MAAZOU, « Etude comparée des coûts de production du froid par le système du vide/chiller ». Mais-2013.

- [4] P. Y. Coulibaly, « Cours d'Audit Energétique ». Décembre-2010.

- [5] DTU 12/75, « AIDE AU DIMENSIONNEMENT DE CONDUITS DE FUMEE ». .

- [6] I. Di Piazza et C. Michele, « Numerical prediction of turbulent flow and heat transfer in helically coiled pipes », *Int. J. Therm. Sci.*, n° 49, p. 654-662, 2010.

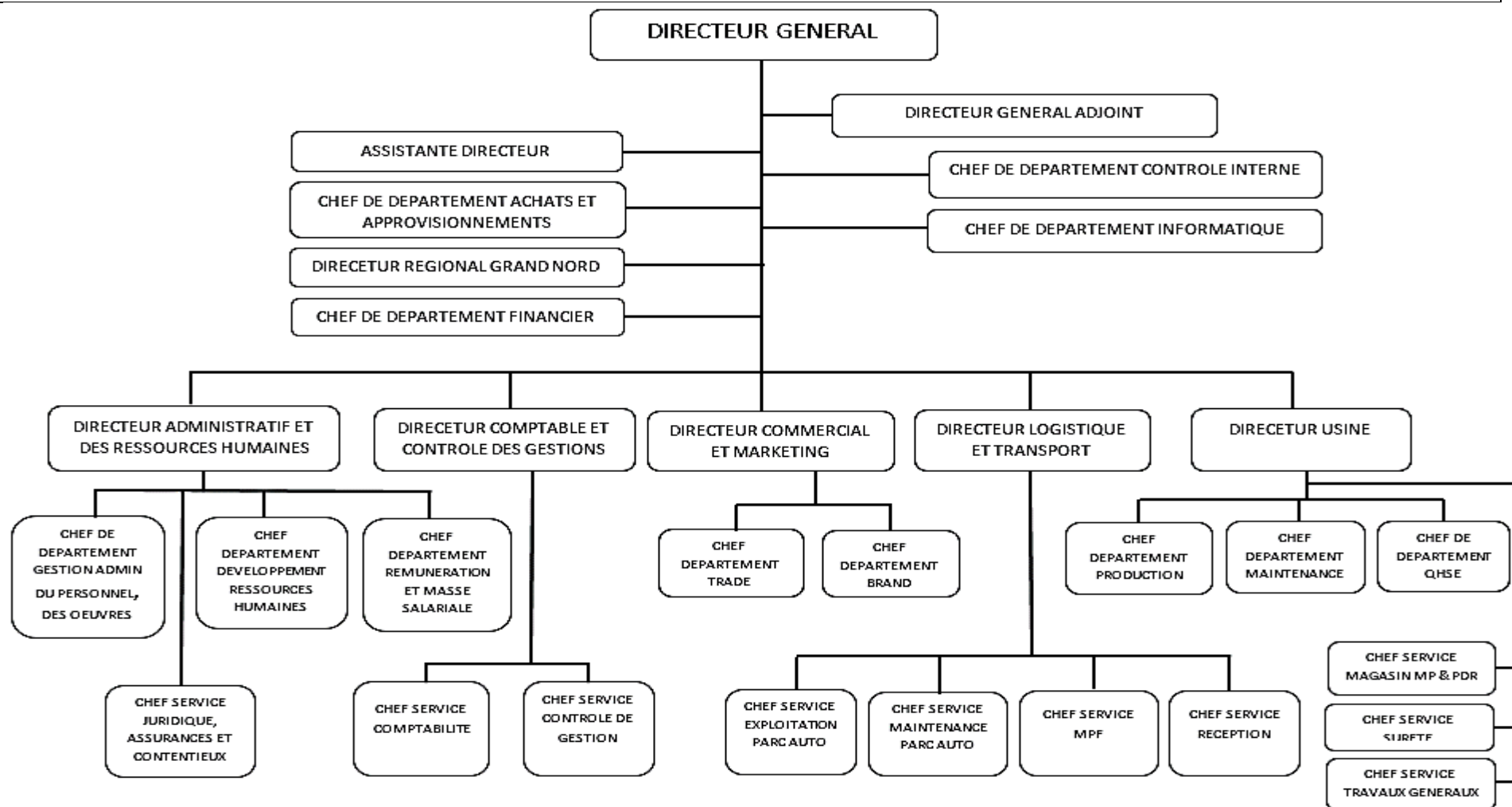
- [7] N. BENAYAD, « ETUDE ET OPTIMISATION DES ECHANGEURS DE CHALEUR ». 2008.

ANNEXES

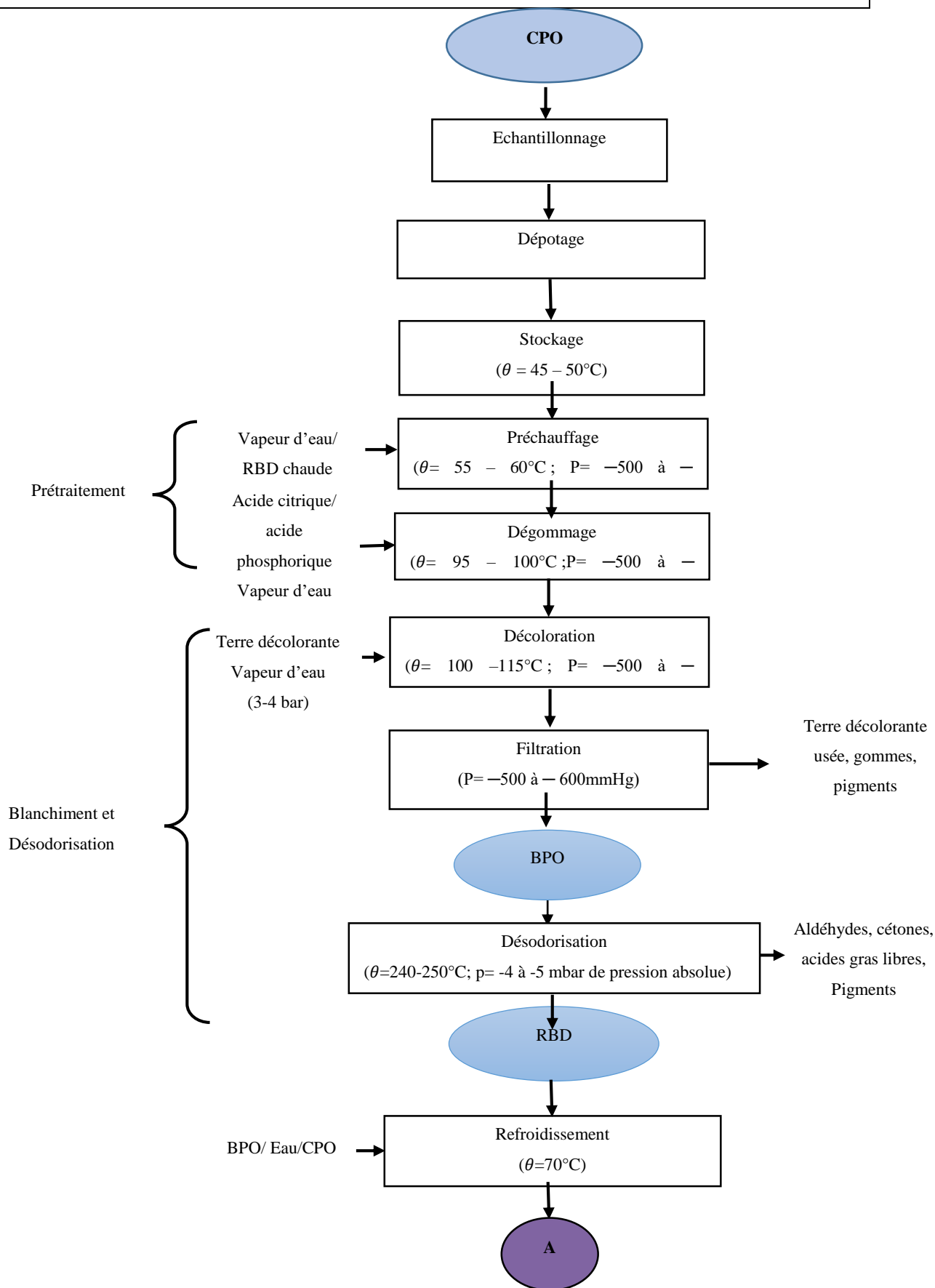
Sommaire des annexes

ANNEXES	1
Annexe 1 : Organigramme AZUR S.A 2015	2
Annexe 2 : les étapes de raffinage d'huile de palme.....	3
Annexe 3 : Les étapes du fractionnement	4
Annexe 4 : Les étapes de stockage de l'oléine.....	5
Annexe 5 : Table Equilibre liquide – Vapeur de l'eau entrée par les Pressions.....	6
Annexe 6 : Table Equilibre liquide – Vapeur de l'eau entrée par les températures	8
Annexe 7 : Analyse fonctionnelle.....	10
Annexe 8 : PHOTO DE LA PLAQUE SIGNALETIQUE DE LA POMPE D'ALIMENTATION DU CIRCUIT FROID	13
Annexe 9 : CALCUL DES PUISSANCES NECESSAIRE POUR LE STOCKAGE DES MATIERES PREMIERES LIQUIDE	14
Annexe 10 : Calcul des puissances pour les procédé	16
ANNEXE 11 : CALCUL DE PUISSANCES MOYENNE DE LA VAPEUR PRODUITE PAR LA CHAUDIERE.....	18

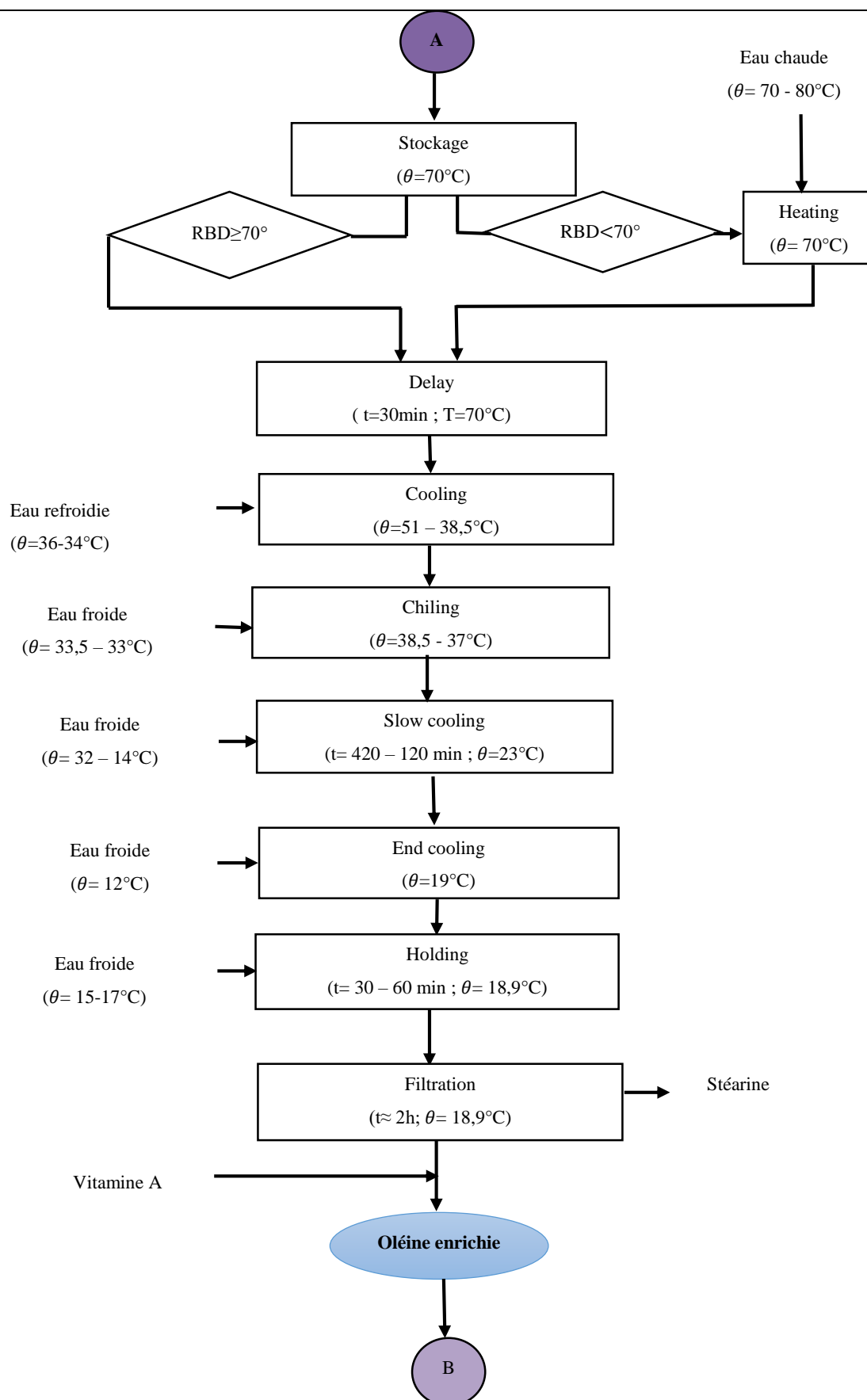
Annexe 1 : Organigramme AZUR S.A 2015



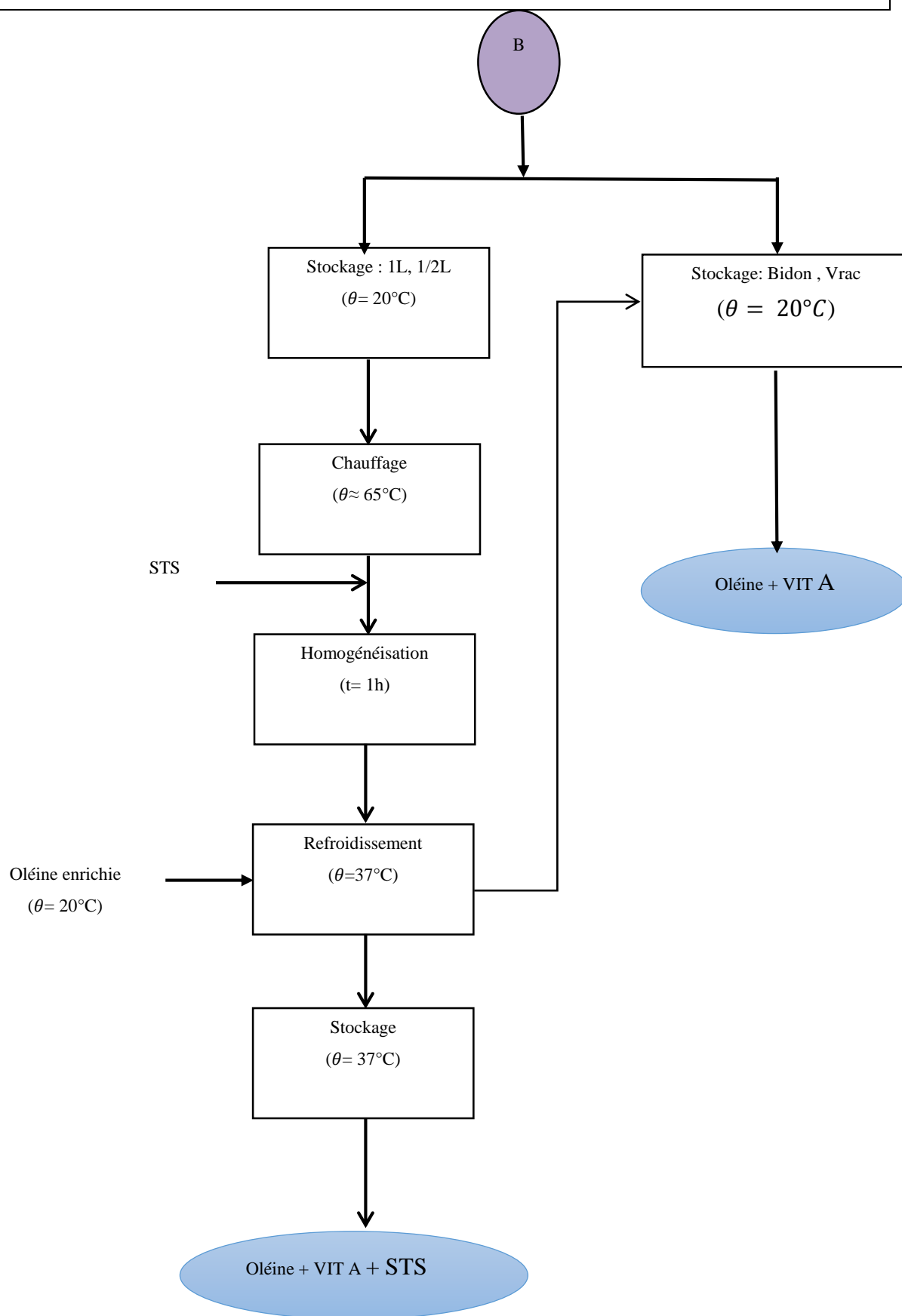
Annexe 2 : les étapes de raffinage d'huile de palme



Annexe 3 : Les étapes du fractionnement



Annexe 4 : Les étapes de stockage de l'oléine



Annexe 5 : Table Equilibre liquide – Vapeur de l’eau entrée par les Pressions

p bar	t°C	LIQUIDE A L'EBULLITION COMMENCANTE			VAPEUR SATURANTE			CHALEUR DE VAPORISATION L kJ/kg
		Vl m³/kg	Hl kJ/kg	S1 kJ/kg/k	Vg m³/kg	Hg kJ/kg	Sg kJ/kg/k	
0,010	7,0	0,00100	29,3	0,1061	129,20	2513,4	8,9734	2484,0
0,025	21,1	0,00100	98,4	0,3119	54,27	2539,3	8,6409	2450,8
0,050	32,9	0,00101	137,7	0,4761	28,20	2560,7	8,3930	2423,0
0,1	45,8	0,00101	191,7	0,6489	14,68	2583,9	8,148	2392,2
0,2	60,1	0,00102	251,3	0,8316	7,65	2608,9	7,906	2357,6
0,3	69,1	0,00102	289,1	0,9435	5,23	2624,4	7,7657	2335,3
0,4	75,9	0,00103	317,5	1,0255	3,99	2635,7	7,6667	2318,3
0,5	81,3	0,00103	340,4	1,0906	3,24	2644,7	7,5903	2304,4
0,6	85,9	0,00103	359,8	1,1449	2,73	2652,2	7,528	2292,5
0,8	93,5	0,00104	391,6	1,2324	2,09	2664,3	7,43	2272,7
1	99,6	0,00104	417,3	1,3022	1,694	2673,8	7,3544	2256,5
1,2	104,8	0,00105	439,2	1,3603	1,428	2681,8	7,2928	2242,6
1,5	111,4	0,00105	466,9	1,4331	1,159	2691,6	7,2177	2224,7
2	120,2	0,00106	504,6	1,5295	0,885	2704,6	7,1212	2200,1
2,5	127,4	0,00107	535,2	1,6066	0,718	2714,8	7,0466	2179,6
3	133,5	0,00107	561,2	1,6711	0,605	2723,2	6,9859	2161,9
4	143,6	0,00108	604,4	1,7757	0,462	2736,5	6,8902	2132,1
5	151,8	0,00109	639,9	1,8596	0,375	2746,8	6,8161	2107
6	158,8	0,0011	670,1	1,93	0,316	2755,2	6,7555	2085,1
8	170,4	0,00111	720,6	2,0447	0,24	2768	6,6594	2047,5
9,0	171,3		724,4			2768,9		2044,6
9,1	172,1		728,2			2769,7		2041,6
9,2	173,0		731,9			2770,6		2038,7
9,3	173,9		735,7			2771,5		2035,8
9,4	174,7		739,5			2772,3		2032,9
9,5	175,6		743,3			2773,2		2029,9
9,6	176,4		747,1			2774,0		2027,0
9,7	177,3		750,9			2774,9		2024,1
9,8	178,2		754,6			2775,8		2021,2
9,9	179,0		758,4			2776,6		2018,2
10	179,9	0,00112	762,2	2,137	0,1944	2777,5	6,5843	2015,3
10,1	180,305		763,985			2777,5		2013,87
10,2	180,71		765,77			2777,84		2012,44
10,3	181,115		767,555			2778,2		2011,01
10,4	181,52		769,34			2778,59		2009,58
10,5	181,925		771,125			2778,99		2008,15
10,6	182,33		772,91			2779,43		2006,72

Valorisation de la chaleur issue de la cheminée de la chaudière BONO ENERGIA SG 1000 cas AZUR S.A

p bar	t°C	LIQUIDE A L'EBULLITION COMMENCANTE			VAPEUR SATURANTE			CHALEUR DE VAPORISATION L kJ/kg
		Vl m³/kg	Hl kJ/kg	S1 kJ/kg/k	Vg m³/kg	Hg kJ/kg	Sg kJ/kg/k	
10,7	182,735		774,695			2779,89		2005,29
10,8	183,14		776,48			2780,4		2003,86
10,9	183,545		778,265			2780,94		2002,43
11	183,95		780,05			2781,53		2001
11,1	184,355		781,835			2782,18		1999,57
11,2	184,76		783,62			2782,91		1998,14
11,3	185,165		785,405			2783,72		1996,71
11,4	185,57		787,19			2784,66		1995,28
11,5	185,975		788,975			2785,74		1993,85
11,6	186,38		790,76			2787,05		1992,42
11,7	186,785		792,545			2788,68		1990,99
11,8	187,19		794,33			2790,85		1989,56
11,9	187,595		796,115			2794,11		1988,13
12	188	0,00114	797,9	2,2148	0,1633	2784,7	6,5221	1986,7
12,1	188,606		800,61765			2785,16		1984,447059
12,2	189,212		803,33529			2785,62		1982,194118
12,3	189,818		806,05294			2786,08		1979,941176
12,4	190,424		808,77059			2786,54		1977,688235
12,5	191,029		811,48824			2786,99		1975,435294
12,6	191,635		814,20588			2787,45		1973,182353
12,7	192,241		816,92353			2787,91		1970,929412
12,8	192,847		819,64118			2788,37		1968,676471
12,9	193,453		822,35882			2788,83		1966,423529
13	194,059		825,07647			2789,29		1964,170588
13,1	194,665		827,79412			2789,75		1961,917647
13,2	195,271		830,51176			2790,21		1959,664706
13,3	195,876		833,22941			2790,66		1957,411765
13,4	196,482		835,94706			2791,12		1955,158824
13,5	197,088		838,66471			2791,58		1952,905882
13,6	197,694		841,38235			2792,04		1950,652941
15	198,3	0,00115	844,1	2,3131	0,1318	2792,5	6,4448	1948,4
20	212,4	0,00118	908	2,4453	0,0996	2800,6	6,3422	1892,6
25	223,5	0,0012	961,3	2,5527	0,08	2804,4	6,2594	1843,1
30	233,8	0,00122	1007,7	2,6438	0,0667	2805,5	6,188	1797,9
40	250,3	0,00125	1086,7	2,7949	0,0497	2802,4	6,0714	1715,7
50	263,9	0,00129	1153,8	2,919	0,0394	2794,6	5,9735	1640,8
60	275,6	0,00132	1213,1	3,0257	0,0324	2783,9	5,888	1570,8
80	295	0,00138	1316,4	3,2059	0,0235	2756,9	5,7412	1440,4
100	311	0,00145	1407	3,3582	0,01803	2725,6	5,6155	1318,2
120	324,6	0,00152	1490,2	3,4941	0,01429	2687,2	5,4971	1196,3
140	336,6	0,00161	1569,6	3,6203	0,01149	2637,7	5,3726	1066,7
160	347,3	0,00171	1648,5	3,7433	0,00931	2581,2	5,2471	929,9
180	357	0,00185	1732,9	3,8707	0,00752	2511,4	5,1062	778,5
200	365,7	0,00206	1826,7	4,0151	0,00591	2416	4,9375	589,3
220	373,7	0,00264	2009,7	4,2802	0,00385	2218	4,6023	208,4

Annexe 6 : Table Equilibre liquide – Vapeur de l'eau entrée par les températures

t°C	p bar	LIQUIDE A L'EBULLITION COMMENCANTE			VAPEUR SATURANTE			L kJ/kg
t°C	p bar	V1 m³/kg	H1 kJ/kg	S1 kJ/kg/k	Vg m³/kg	Hg kJ/kg	Sg kJ/kg/k	L kJ/kg
0	0,0061	0,001	0	0	206,3	2500,5	9,1545	2500,5
10	0,0123	0,001	42	0,1511	106,4	2518,9	8,8995	2476,9
20	0,0234	0,001	83,9	0,2963	57,84	2537,3	8,6652	2453,4
30	0,0424	0,001	125,6	0,4364	32,94	2555,5	8,4516	2429,9
40	0,0737	0,00101	167,3	0,5718	19,56	2573,5	8,2553	2406,2
41	0,0861	0,00101	177,8	0,60463	17,7	2578,0	8,2101	2400,2
42	0,0985	0,00101	188,2	0,63745	15,8	2582,4	8,1649	2394,2
43	0,1109	0,00101	198,7	0,67028	13,9	2586,9	8,1197	2388,2
50	0,1233	0,00101	209,1	0,7031	12,05	2591,3	8,0745	2382,2
60	0,1992	0,00102	250,9	0,8304	7,68	2608,8	7,9074	2357,9
70	0,3116	0,00102	292,8	0,9542	5,05	2625,9	7,7526	2333,1
80	0,4736	0,00103	334,7	1,0747	3,41	2642,5	7,6088	2307,8
90	0,7011	0,00104	376,7	1,192	2,36	2658,7	7,4749	2281,9
100	1,013	0,00104	418,9	1,3063	1,673	2674,4	7,35	2255,5
110	1,433	0,00105	461,1	1,4179	1,21	2689,6	7,2331	2228,5
120	1,985	0,00106	503,5	1,527	0,891	2704,2	7,1236	2200,7
130	2,701	0,00107	546,1	1,6338	0,668	2718,3	7,0208	2172,2
140	3,614	0,00108	588,9	1,7383	0,508	2731,8	6,924	2142,9
150	4,76	0,00109	631,9	1,8409	0,392	2744,5	6,8325	2112,6
160	6,18	0,0011	675,2	1,9416	0,307	2756,5	6,7456	2081,3
170	7,92	0,00111	718,8	2,0407	0,243	2767,6	6,6628	2048,8
180	10,027	0,00113	762,7	2,1382	0,194	2777,6	6,5833	2014,9
190	12,552	0,00114	807	2,2343	0,156	2786,3	6,5067	1979,3
200	15,55	0,00116	851,8	2,3293	0,1273	2793,7	6,4322	1944,9
210	15,08	0,00117	897,1	2,4232	0,1043	2799,4	6,3593	1902,3
220	23,2	0,00119	943	2,5162	0,0861	2803,4	6,2875	1860,4
230	27,98	0,00121	989,6	2,6086	0,0715	2805,4	6,2162	1815,8
240	33,48	0,00123	1036,9	2,7004	0,0597	2805,1	6,1452	1768,2
250	39,78	0,00125	1085,1	2,7918	0,05	2802,5	6,0738	1717,4
260	46,94	0,00128	1134,3	2,8832	0,0421	2797,4	6,0019	1663,1
270	55,05	0,0013	1184,5	2,9747	0,0355	2789,5	5,929	1604,9
280	64,19	0,00133	1236,1	3,0666	0,03	2778,7	5,8549	1542,5
290	74,45	0,00137	1289,3	3,1593	0,0255	2764,9	5,7794	1475,6
300	85,9	0,0014	1344,2	3,2532	0,0216	2748	5,7022	1403,6
310	98,7	0,00145	1401,3	3,3489	0,01832	2727,7	5,6232	1326
320	112,9	0,00149	1461,3	3,4473	0,01549	2702,4	5,5401	1241,3
330	128,6	0,00156	1524,8	3,5495	0,01298	2666,4	5,4422	1141,5
340	146,1	0,00164	1593,5	3,6577	0,01077	2620,2	5,3321	1026,7
350	165,4	0,00175	1670,3	3,7768	0,0088	2562,3	5,2087	892,2

Valorisation de la chaleur issue de la cheminée de la chaudière BONO ENERGIA SG 1000 cas AZUR S.A

t°C	p bar	LIQUIDE A L'EBULLITION COMMENCANTE			VAPEUR SATURANTE			L kJ/kg
t°C	p bar	Vl m³/kg	Hl kJ/kg	S1 kJ/kg/k	Vg m³/kg	Hg kJ/kg	Sg kJ/kg/k	L kJ/kg
360	186,7	0,001191	1762,2	3,9159	0,00697	2483,1	5,0545	720,9
370	210,5	0,00223	1893,7	4,1131	0,00499	2339,9	4,8069	446,2

Annexe 7 : Analyse fonctionnelle

Il est question ici d'énoncer les besoins qui expriment l'exigence fondamentale qui justifie la conception du système. Cette méthode est fondée sur la dématérialisation du système, c'est-à-dire sur l'intérêt exclusive des compensations qu'il offre afin de combler le besoin latent de l'entreprise. C'est pour cette raison que nous avons utilisé l'outil de représentation dit « Bête à cornes » qui nous permet de répondre aux questions posées représentées sur la *Figure 18* :

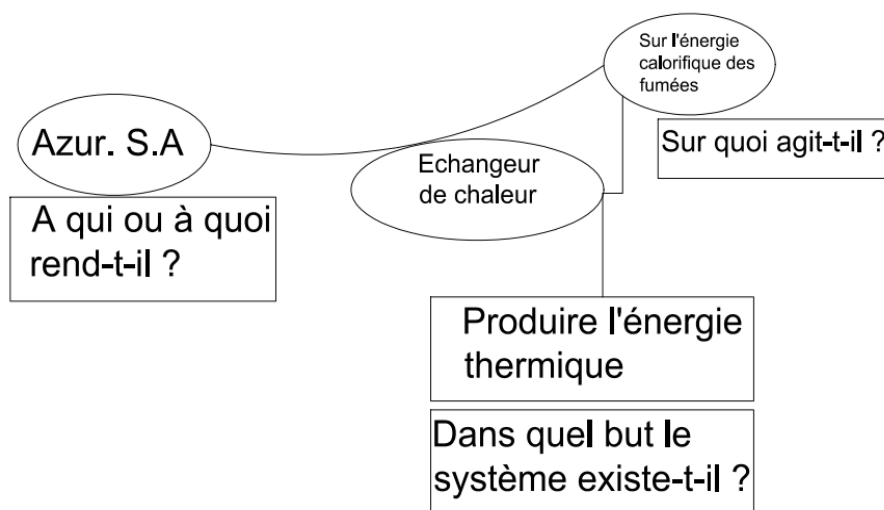


Figure 18: Bête à cornes

La lecture de cette figure nous amène à comprendre que le système doit être réalisé pour optimiser la production de la vapeur pour la section raffinerie de AZUR S.A. Il nous revient à présent de recenser les fonctions du système à mettre en place.

- **Identification des fonctions**

L'identification des fonctions est très importante dans une démarche de conception. En outre, les fonctions renvoient d'une part à la description du besoin à remplir par le système et d'autre part, elles donnent des pistes d'orientation sur le choix des différents scénarios à examiner. Le produit est considéré ici comme un agencement de fonctions et non comme un assemblage de solutions. Connaissant le besoin précédemment énoncé par l'outil « bête à cornes », nous allons pouvoir construire le diagramme Pieuvre du produit, qui est représenté par la *Figure 19* ci-dessous.

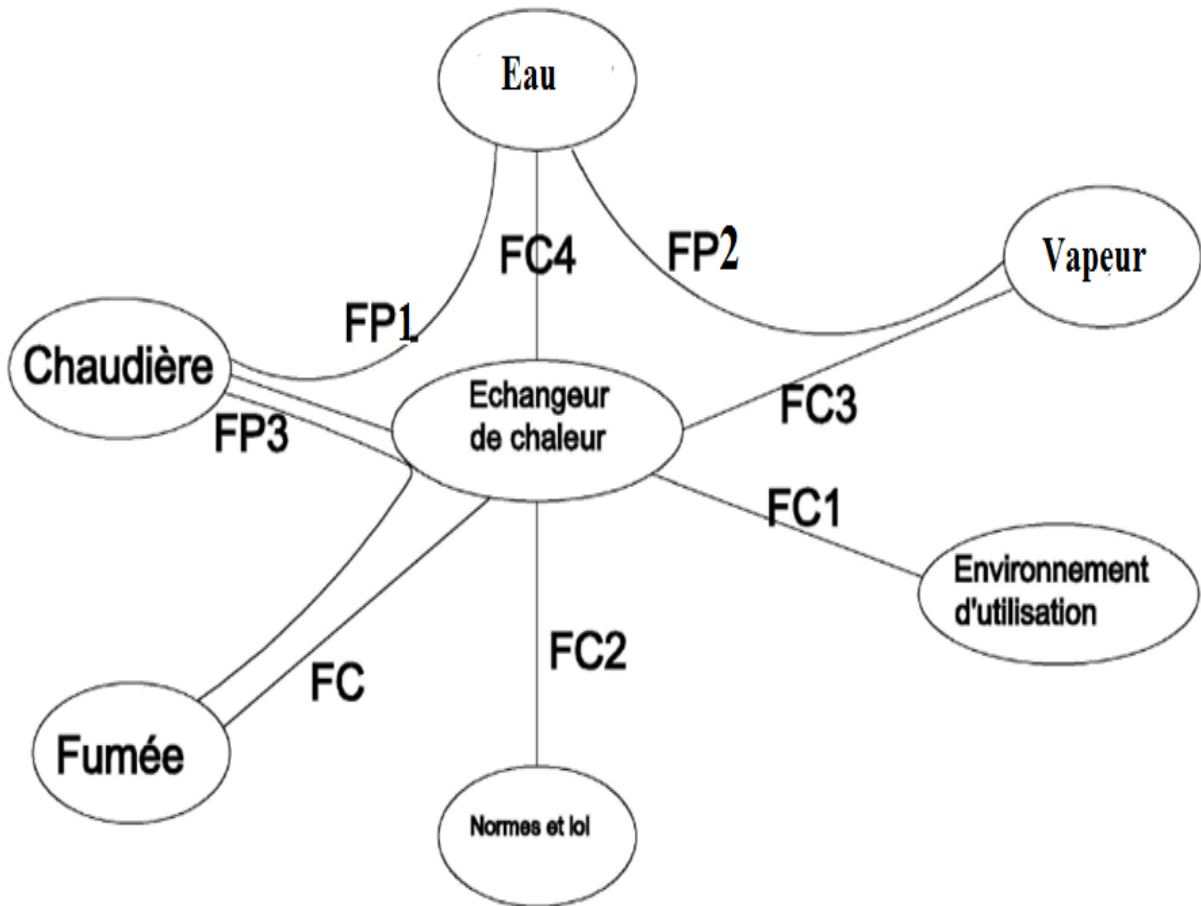


Figure 19: Diagramme Pieuvre

FP : Fonction Principale ;

FP1 : Permet d'alimenter le produit ;

FP2 : Permet de satisfaire la demande ;

FP3 : Permet de contrôler le produit.

FC : Fonction Contrainte ;

FC1 : S'adapter à l'environnement d'utilisation ;

FC2 : Respecter les normes et la loi en vigueur dans ce domaine ;

FC3 : Permet de récupérer l'énergie dans les gaz d'échappement ;

FC4 : Affecter la qualité du produit.

Afin de trouver les solutions technologiques à partir d'une fonction donnée et les composants qui la constituent, l'établissement d'un diagramme de Pieuvre permet de façon synthétique un enchaînement des fonctions techniques comme le montre la **Figure 20**.

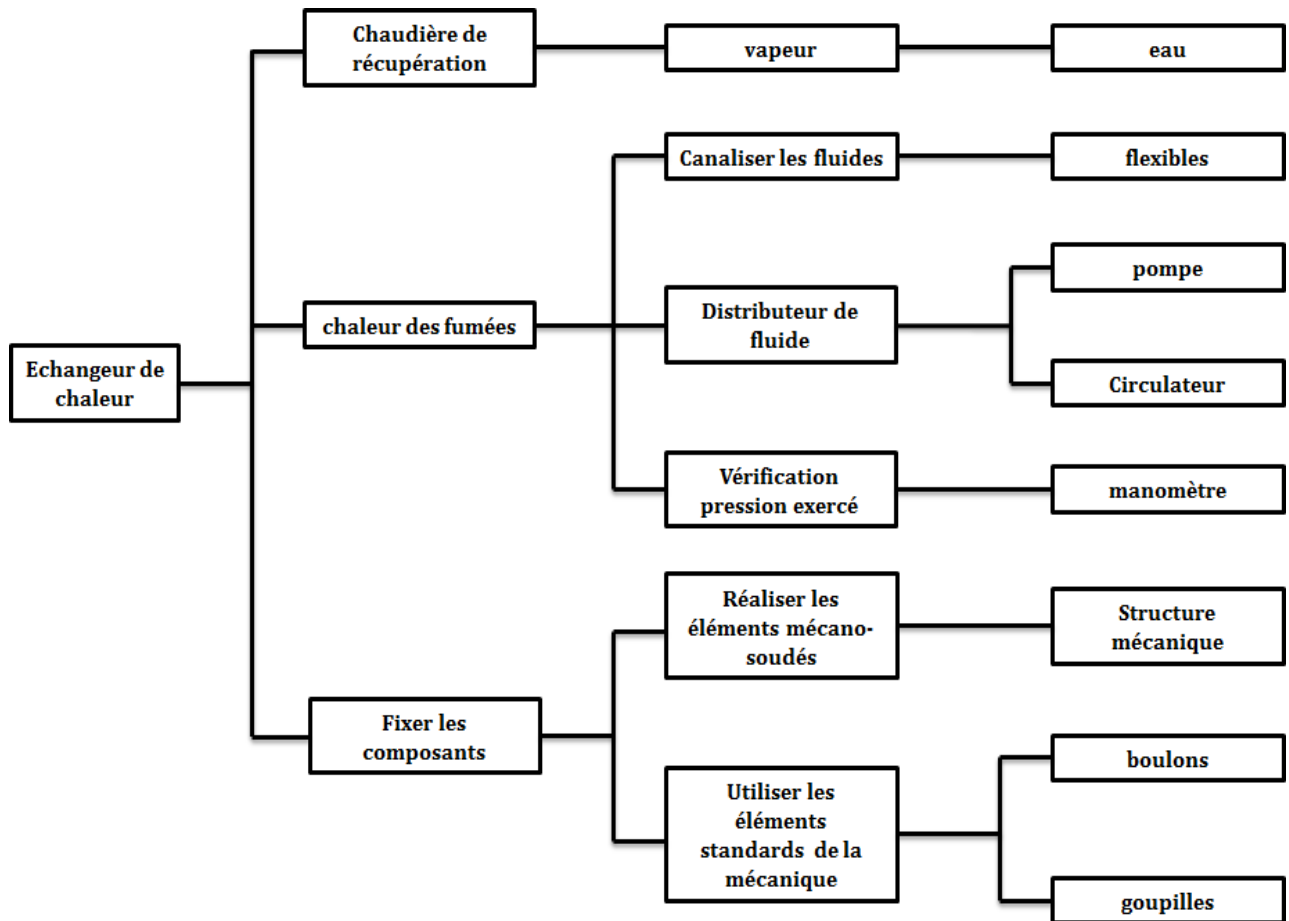


Figure 20: Diagramme FAST cas d'un échangeur de chaleur

- **L'énergie récupérable dans le gaz d'échappement**

Pour évaluer l'énergie perdue dans les gaz d'échappement, nous avons utilisé la méthode de SER (ou SIERGERT). Les gaz d'échappement emportent **5,16%** du PCS du combustible utilisé, mais cette énergie peut être récupérée en installant un échangeur de chaleur eau-gaz d'échappement à contre-courant.

**Annexe 8 : PHOTO DE LA PLAQUE SIGNALÉTIQUE DE LA POMPE
D'ALIMENTATION DU CIRCUIT FROID**



**Annexe 9 : CALCUL DES PUISSANCES NECESSAIRE POUR LE STOCKAGE
DES MATIERES PREMIERES LIQUIDE**

➤ Calcul de la puissance nécessaire pour le stockage de l'huile de palme brute

Tableau 14: Calcul de la puissance nécessaire pour le stockage de l'huile de palme brute

Date	Stock (kg)	Cp (KJ.kg ⁻¹ .K ⁻¹)	Ti (°C)	Tf (°C)	Q (kJ)	Temps (s)	P (kW)
02/05/2016	3 344 116	2	30	50	133 764 640	82 980	1 612,0
03/05/2016	3 267 873	2	30	50	130 714 920	84 708	1 543,12
04/05/2016	3 268 457	2	30	50	130 738 280	85 680	1 525,89
05/05/2016	3 157 689	2	30	50	126 307 560	87 120	1 449,81
06/05/2016	3 062 500	2	30	50	122 500 000	27 972	4 379,38
07/05/2016	2 991 238	2	30	50	119 649 520	112 788	1 060,84
08/05/2016	2 878 864	2	30	50	115 154 560	85 320	1 349,68
09/05/2016	2 939 160	2	30	50	117 566 400	110 520	1 063,76
10/05/2016	2 954 930	2	30	50	118 197 200	83 412	1 417,03
11/05/2016	2 845 027	2	30	50	113 801 080	92 340	1 232,41
12/05/2016	2 889 933	2	30	50	115 597 320	86 688	1 333,49
13/05/2016	3 159 172	2	30	50	126 366 880	70 200	1 800,10
14/05/2016	3 447 180	2	30	50	137 887 200	96 516	1 428,65
15/05/2016	3 491 689	2	30	50	139 667 560	91 116	1 532,85
16/05/2016	3 387 537	2	30	50	135 501 480	82 584	1 640,77
17/05/2016	3 326 718	2	30	50	133 068 720	85 464	1 557,01
18/05/2016	3 358 004	2	30	50	134 320 160	57 348	2 342,19
19/05/2016	3 369 112	2	30	50	134 764 480	97 596	1 380,84
20/05/2016	3 288 418	2	30	50	131 536 720	70 956	1 853,78
21/05/2016	3 271 457	2	30	50	130 858 280	99 648	1 313,21
22/05/2016	3 163 401	2	30	50	126 536 040	84 312	1 500,81
23/05/2016	3 209 455	2	30	50	128 378 200	88 452	1 451,39
24/05/2016	3 263 626	2	30	50	130 545 040	84 600	1 543,09
25/05/2016	3 337 496	2	30	50	133 499 840	86 580	1 541,92
26/05/2016	3 375 650	2	30	50	135 026 000	88 452	1 526,55
27/05/2016	3 383 917	2	30	50	135 356 680	83 304	1 624,85
28/05/2016	3 369 618	2	30	50	134 784 720	90 216	1 494,02
29/05/2016	3 398 135	2	30	50	135 925 400	90 576	1 500,68
30/05/2016	3 384 907	2	30	50	135 396 280	77 076	1 756,66
31/05/2016	3 386 380	2	30	50	135 455 200	87 588	1 546,50
Moyenne	3 232 389	2	30	50	129 295 545	85 070	1 610,11

➤ Calcul de la puissance nécessaire pour le stockage du fioul

Tableau 15: Calcul de la puissance nécessaire pour le stockage du fioul

Date	Stocke (kg)	Cp (kJ/kg. K)	Ti (°C)	Tf (°C)	Q (kJ)	Temps (s)	P (kW)
02/05/2016	53 750	2	30	63	3 569 000	82 980	43,01
03/05/2016	47 672	2	30	69	3 698 553	84 708	43,66
04/05/2016	38 369	2	30	68	2 952 156	85 680	34,46
05/05/2016	31 748	2	30	70	2 561 005	87 120	29,40
06/05/2016	25 018	2	30	73	2 167 184	27 972	77,48
07/05/2016	18 614	2	30	72	1 566 235	112 788	13,89
08/05/2016	37 067	2	30	78	3 558 432	85 320	41,71
09/05/2016	35 873	2	30	74	3 188 71	110 520	28,85
10/05/2016	58 125	2	30	75	5 221 563	83 412	62,60
11/05/2016	15 062	2	30	70	1 199 939	92 340	12,99
12/05/2016	45 750	2	30	70	3 682 875	86 688	42,48
13/05/2016	59 427	2	30	71	4 823 492	70 200	68,71
14/05/2016	53 349	2	30	68	4 058 970	96 516	42,05
15/05/2016	47 487	2	30	73	4 036 395	91 116	44,30
16/05/2016	34 787	2	30	70	2 803 252	82 584	33,94
17/05/2016	34 787	2	30	73	2 960 057	85 464	34,64
18/05/2016	30 337	2	30	72	2 560 443	57 348	44,65
19/05/2016	10 069	2	30	75	899 917	97 59	9,22
20/05/2016	50 852	2	30	66	3 638 743	70 956	51,28
21/05/2016	44 231	2	30	68	3 394 729	99 648	34,07
22/05/2016	38 044	2	30	67	2 796 234	84 312	33,17
23/05/2016	31 531	2	30	70	2 532 437	88 452	28,63
24/05/2016	35 113	2	30	69	2 762 223	84 600	32,65
25/05/2016	61 598	2	30	70	4 963 772	86 580	57,33
26/05/2016	64 312	2	30	67	4 764 447	88 452	53,86
27/05/2016	59 102	2	30	69	4 600 106	83 304	55,22
28/05/2016	53 132	2	30	68	4 056 513	90 216	44,96
29/05/2016	46 727	2	30	67	3 450 010	90 576	38,09
30/05/2016	59 970	2	30	68	4 517 740	77 076	58,61
31/05/2016	53 891	2	30	68	4 086 734	87 588	46,66
Moyenne	42 526	2	30	70	3 369 062	85 070	42,53

➤ Calcul de la puissance nécessaire pour stockage de l'eau d'alimentation de la bache

Diamètre extérieur (m)	Longueur (m)	Volume théorique (L)	Cp (KJ/kg K)	Tf (°C)	Ti (°C)	Qes (kJ)	Temps en (S)	Pes (kW)
1,9	3,78	7000	4,175	40	30	292250	85070	3,44

Annexe 10 : Calcul des puissances pour les procédé

➤ **La puissance nécessaire pour le blanchiment de l'huile de palme brute**

Tableau 16: Calcul de la puissance nécessaire pour le blanchiment de l'huile de palme brute

Date	Quantité (kg)	Cp (KJ.kg ⁻¹ .K ⁻¹)	Ti (°C)	Tf (°C)	Q (kJ)	Temps (s)	P (kW)
02/05/2016	14 191	2	50	110	1 702 920	82 980	20,52
03/05/2016	76 243	2	50	110	9 149 160	84 708	108,01
04/05/2016	118 586	2	50	110	14 230 320	85 680	166,09
05/05/2016	110 768	2	50	110	13 292 160	87 120	152,57
06/05/2016	95 189	2	50	110	11 422 680	27 972	408,36
07/05/2016	102 452	2	50	110	12 294 240	112 788	109,00
08/05/2016	112 374	2	50	110	13 484 880	85 320	158,05
09/05/2016	98 474	2	50	110	11 816 880	110 520	106,92
10/05/2016	73 110	2	50	110	8 773 200	83 412	105,18
11/05/2016	109 903	2	50	110	13 188 360	92 340	142,82
12/05/2016	84 244	2	50	110	10 109 280	86 688	116,62
13/05/2016	91 881	2	50	110	11 025 720	70 200	157,06
14/05/2016	104 262	2	50	110	12 511 440	96 516	129,63
15/05/2016	111 461	2	50	110	13 375 320	91 116	146,79
16/05/2016	104 152	2	50	110	12 498 240	82 584	151,34
17/05/2016	119 429	2	50	110	14 331 480	85 464	167,69
18/05/2016	114	2	50	110	13 680	57 348	0,24
19/05/2016	11 108	2	50	110	1 332 960	97 596	13,66
20/05/2016	107 834	2	50	110	12 940 080	70 956	182,37
21/05/2016	92 171	2	50	110	11 060 520	99 648	111,00
22/05/2016	108 056	2	50	110	12 966 720	84 312	153,79
23/05/2016	108 876	2	50	110	13 065 120	88 452	147,71
24/05/2016	88 749	2	50	110	10 649 880	84 600	125,89
25/05/2016	103 880	2	50	110	12 465 600	86 580	143,98
26/05/2016	85 996	2	50	110	10 319 520	88 452	116,67
27/05/2016	101 433	2	50	110	12 171 960	83 304	146,11
28/05/2016	72 199	2	50	110	8 663 880	90 216	96,03
29/05/2016	30 893	2	50	110	3 707 160	90 576	40,93
30/05/2016	41 758	2	50	110	5 010 960	77 076	65,01
31/05/2016	56 177	2	50	110	6 741 240	87 588	76,97
Moyenne	84 532,10	2	50	110	10 143 852	85 070	125,57

➤ La puissance nécessaire pour maintenir l'eau à 90 °C

Tableau 17: Puissance nécessaire pour maintenir l'eau à 90 °C

Masse (kg)	Tf (°C)	Ti (°C)	Cp (kJ/kg.K)	Qf (kJ)	Temps (s)	Pf (kW)
6000	90	60	4,181	752 580	85070	8,85

Annexe 11 : Calcul de puissances moyenne de la vapeur produite par la chaudière

Date	P° moy vap (bar)	Timbre Chau (bar)	Debit vap à 15 bar (kg/h)	Taux d'utilisation	Debi moy vap (kg/s)	T° moy eau	He (kJ/kg)	Hg (kJ/kg)	Rendement thermique à 15 bar	P (Kw)
02/05/2016	11,2	15	10000	0,75	2,07	40	167	2 783	0,89	5 238
03/05/2016	11,5	15	10000	0,77	2,14	43	199	2 786	0,89	5 330
04/05/2016	11,7	15	10000	0,78	2,16	40	167	2 789	0,89	5 499
05/05/2016	11,6	15	10000	0,77	2,15	40	167	2 787	0,89	5 456
06/05/2016	11,7	15	10000	0,78	2,16	40	167	2 789	0,89	5 494
07/05/2016	11,3	15	10000	0,75	2,08	40	167	2 784	0,89	5 277
08/05/2016	12,3	15	10000	0,82	2,27	40	167	2 786	0,89	5 798
09/05/2016	12,1	15	10000	0,81	2,24	42	188	2 785	0,89	5 662
10/05/2016	11,4	15	10000	0,76	2,12	40	167	2 785	0,89	5 380
11/05/2016	11,6	15	10000	0,77	2,14	41	178	2 787	0,89	5 409
12/05/2016	11,3	15	10000	0,75	2,09	40	167	2 784	0,89	5 307
13/05/2016	11,3	15	10000	0,76	2,10	41	178	2 786	0,89	5 293
14/05/2016	11,4	15	10000	0,76	2,12	40	167	2 785	0,89	5 378
15/05/2016	11,7	15	10000	0,78	2,17	40	167	2 789	0,89	5 533
16/05/2016	11,6	15	10000	0,78	2,16	40	167	2 787	0,89	5 484
17/05/2016	11,5	15	10000	0,77	2,14	41	167	2 786	0,89	5 430
18/05/2016	11,7	15	10000	0,78	2,16	40	167	2 789	0,89	5 505
19/05/2016	11,6	15	10000	0,78	2,15	40	167	2 787	0,89	5 482
20/05/2016	11,5	15	10000	0,77	2,13	42	188	2 786	0,89	5 352
21/05/2016	11,5	15	10000	0,76	2,12	40	167	2 789	0,89	5 391
22/05/2016	11,4	15	10000	0,76	2,12	40	167	2 785	0,89	5 376
23/05/2016	11,6	15	10000	0,77	2,14	40	167	2 787	0,89	5 449

Valorisation de la chaleur issue de la cheminée de la chaudière BONO ENERGIA SG 1000 cas AZUR S.A

Date	P° moy vap (bar)	Timbre Chau (bar)	Debit vap à 15 bar (kg/h)	Taux d'utilisation	Debi moy vap (kg/s)	T° moy eau	He (kJ/kg)	Hg (kJ/kg)	Rendement thermique à 15 bar	P (Kw)
24/05/2016	11,3	15	10000	0,75	2,09	40	167	2 784	0,89	5 299
25/05/2016	11,5	15	10000	0,77	2,13	40	167	2 786	0,89	5 402
26/05/2016	11,3	15	10000	0,75	2,08	40	167	2 784	0,89	5 277
27/05/2016	11,4	15	10000	0,76	2,12	40	167	2 785	0,89	5 372
28/05/2016	11,5	15	10000	0,77	2,13	40	167	2 786	0,89	5 413
29/05/2016	11,4	15	10000	0,76	2,10	40	167	2 785	0,89	5 339
30/05/2016	11,7	15	10000	0,78	2,16	40	167	2 784	0,89	5 488
31/05/2016	11,4	15	10000	0,76	2,11	40	167	2 785	0,89	5 361
Moyenne	12	15	10000	1	2	40	170	2 786	0,89	5 416