

République Algérienne Démocratique et Populaire  
Ministère de l'Enseignement Supérieur  
et de la recherche scientifique

UNIVERSITE Abderrahmane MIRA BEJAIA  
Faculté de Technologie  
Département de Génie Mécanique

MEMOIRE

Présenté pour l'obtention du diplôme de

**MASTER**

Filière : Génie Mécanique

Spécialité : énergétique

Par :

**BENHADDAD Sofiane**

**ABDOUNE Slimane**

## Thème

---

**Etude et dimensionnement de réseau de vapeur industriel Ramdy Akbou-Bejaia**

---

Soutenu le 02/07/2017 devant le jury composé de:

Mr. BENSLIMANE	Président
Mr. A-DJERRADA	Rapporteur
Mr. BOUTALBI	Examineur

**Année Universitaire 2016-2017**

# *Remerciement*

*Nous tenons tout d'abord à remercier Dieu le tout puissant et miséricordieux, qui nous a donné la force et la patience d'accomplir ce Modeste travail.*

*En second lieu, nous tenons à remercier notre encadreur Mr :*

*DJERRADA.A et Mr SAHI.A pour leur précieux conseil et leur aide durant toute la période du travail.*

*Nos vifs remerciements vont également aux membres du jury pour l'intérêt qu'ils ont porté à notre recherche en acceptant d'examiner notre travail Et de l'enrichir par leurs propositions.*

*Enfin, nous tenons également à remercier toutes les personnes qui ont participé de près ou de loin à la réalisation de ce travail.*



# *Dédicace*

*A ma très chère maman*

*Qu'elle trouve en moi la source de son fierté A qui je dois tout ;*

*A mon frère FARID*

*A qui je souhaite un avenir radieux plein de réussite ;*

*A ma chère ROSA*

*A ma grande mère et mon grand-père ;*

*A mon très cher oncle Sofiane ;*

*A mon oncle SMAIL et sa femme SIHEM et leurs enfants AYOUB,  
WALID ET WASSIM ;*

*A mes tantes LINDA et sa famille, RAHIMA, SAIDA et NASSIMA ;*

*A mon binôme SOFIANE ;*

*A tous mes chères amies ;*

*Enfin je le dédie fortement a tous ceux qui ont contribué de près ou de  
loin à la réalisation de ce Travail ;*

*Que dieu le tout puissant vous préserve tous et vous procure sagesse et  
bonheur.*

*Slimane*

# *Dédicace*

*Je dédie ce modeste travail :*

*A mon père, mon encadrant, depuis ma naissance ;*

*A ma très chère mère : qu'elle trouve ici l'hommage de ma gratitude qui, si grande qu'elle puisse être, ne sera à la hauteur de ces sacrifices et ses prière pour moi ;*

*A mes frères et sœurs, à Lilia, lyna et leur maman et à ma sœur Sabrina et sa famille ;*

*A mon cher ami avec qui j'ai réalisé se modeste travail Slimane ;*

*A mes chers amis Djeloul, Zoubir, Boubeker, Takfa, Nouar, Sakina et Djamila, Mariem ;*

*Et à tous mes amis et amies qui me sont chers, a tous ceux que j'aime.*

*Sofiane*

# Sommaire

## Nomenclature

### Liste des indices

### Liste des tableaux

### Liste des figures

<b>Introduction générale</b> .....	1
------------------------------------	---

## **Chapitre I Réseaux de vapeur industriels**

Introduction .....	2
--------------------	---

I. Chaufferie industrielle .....	2
----------------------------------	---

I.1 Station de traitement d'eau .....	3
---------------------------------------	---

I.2 Réservoir d'alimentation.....	3
-----------------------------------	---

I.3 Pompes .....	4
------------------	---

I.4 Générateur de vapeur .....	5
--------------------------------	---

I.5 Équipement de réseau d'alimentation de vapeur .....	8
---	---

## **Chapitre II Etude thermodynamique de la vapeur**

Introduction .....	12
--------------------	----

II.1 Caractéristiques de la vapeur d'eau .....	12
--	----

II.1.1 Différents états de la vapeur .....	12
--	----

II.1.2 Masse volumique .....	14
------------------------------	----

II.1.3 Volume massique .....	15
------------------------------	----

II.1.4 Définition du titre .....	15
----------------------------------	----

II.2 Chaleur.....	15
-------------------	----

## **CHAPITRE III Etude et dimensionnement des tuyauteries**

Introduction .....	22
--------------------	----

III.1 Méthode de calcul de débit.....	22
---------------------------------------	----

III.2 Calcul de diamètre d'un collecteur de vapeur .....	23
--	----

III.3 Pertes de charges .....	24
-------------------------------	----

III.3.1 Pertes de charge linéaires .....	24
--	----

III.3.2 Pertes de charge singulières .....	25
--	----

III.3.3 Pertes de charge totales .....	26
--	----

III.4 Pertes thermiques .....	27
-------------------------------	----

III.4.1 Conduction .....	27
III.4.2 Convection .....	27
III.4.3 Rayonnement.....	28
III.5 Pertes thermiques d'un collecteur de vapeur cylindrique .....	28
<b>Chapitre IV Identification des consommations en vapeur et en énergie</b>	
Logigramme des calculs.....	32
IV.1. Besoins de l'entreprise .....	33
IV.2. Besoin théorique de vapeur.....	37
IV-3- Calcul de la masse volumique moyenne .....	39
IV.4 Objectif du calcul des pertes de charge.....	40
IV.5 Calcul des pertes de charge linéaires de différentes unités.....	40
IV IV.6 Calcul des pertes de charge singulières .....	43
IV-7- Calcul de la besoin réelle en vapeur.....	45
IV.8 Calcul de flux de chaleur perdu .....	48
IV.9 Pertes par condensation.....	50
IV.10 Consommation en vapeur.....	52
IV.11 Calcul de la consommation maximale en vapeur pour l'entreprise .....	53
IV.12 Bilan énergétique .....	54
VI.13 Proposition de solution.....	56
Conclusion générale .....	62
Références bibliographies .....	623

## Nomenclature

Symbole	Signification	Unité (SI)
C	Chaleur massique	kJ/kg°C
d	Diamètre de tube	m
D	Diamètre de piquage	m
e	Epaisseur	m
H	Enthalpie massique	kJ/kg
H <sub>LV</sub>	chaleur latente de l'eau	kJ/kg
h <sub>e</sub>	Coefficient de convection	W/m <sup>2</sup> °C
h <sub>g</sub>	Le coefficient global Transfère thermique	W/m <sup>2</sup> °C
G	le coefficient global des déperditions thermique	W/m <sup>3</sup> °C
κ	Conductivité thermique	W/m.K
L	Longueur du collecteur	m
m	La masse	kg
Q	Chaleur sensible	kJ/kg
q <sub>m</sub>	Débit de masse	kg/s
r	Rayon de la courbure	m
T	Température	K
V	Vitesse	m/s
v	volume	m <sup>3</sup>
Φ	Flux de chaleur	W
P	Pression	Pa
R <sub>e</sub>	Nombre de Reynolds	/
ΔP <sub>l</sub>	Perte de charge linéaire	Pa
ΔP <sub>s</sub>	Perte de charge singulière	Pa

## Symbole grec

$\rho$	Masse volumique	kg/m <sup>3</sup>
$\xi$	Coefficient de perte de charge	/
$\lambda$	Coefficient conductivité thermique	W/m.°C
$\nu$	Volume massique	m <sup>3</sup> /kg
$\mu$	Viscosité dynamique	kg/s.m

## Liste des indices

e : eau.

v : vapeur.

l : linéaire.

S : singulière.

T : total.

i : interne.

e : externe.

c : calorifuge.

t : tube.

p : plaque.

th : théorique.

re : réelle.

pro : produite.

con : condensat.

rec : récupéré.

ccc : condensat consommé dans la chambre chaude.

dis : disponible.

g : globale.

pe : perdu.



## Liste des tableaux

<b>Tableau I.1</b> : Performances des deux types de chaudières.....	7
<b>Tableau I.2</b> : Caractéristiques de l'eau à l'état liquide et vapeur.....	17
<b>Tableau II-3</b> : Quelques valeurs de coefficient des pertes de charge singulière. ....	26
<b>Tableau IV.4</b> : Recommandations pour la pasteurisation.....	33
<b>Tableau IV.5</b> : Recommandations pour la stérilisation. ....	34
<b>Tableau IV.6</b> : Recommandations pour le lavage.....	35
<b>Tableau IV.7</b> : Recommandations pour le réchauffage. ....	36
<b>Tableau IV.8</b> : Recommandations pour le préchauffage.7 .....	37
<b>Tableau IV.9</b> : Besoin théorique en vapeur des différents éléments. ....	38
<b>Tableau IV.10</b> : Variation de la masse volumique en fonction de la pression. ....	39
<b>Tableau IV.11</b> : Résultats des pertes de charge linéaires pour l'unité de yaourt.....	42
<b>Tableau IV.12</b> : Résultats des pertes de charge linéaires pour l'unité de crème dessert. ....	42
<b>Tableau IV.13</b> : Résultats des pertes de charge linéaires pour l'unité du lait.....	43
<b>Tableau IV.14</b> : Résultats des pertes de charge singulière pour l'unité de yaourt.....	44
<b>Tableau IV.15</b> : Résultats des pertes de charge singulières dans l'unité de crème dessert. ....	44
<b>Tableau IV.16</b> : Résultats des pertes de charge singulières dans l'unité du lait. ....	45
<b>Tableau IV.17</b> : Besoin en vapeur des différents éléments dans l'unité de yaourt.....	46
<b>Tableau IV.18</b> : Besoin en vapeur des différents éléments dans l'unité de crème dessert. ....	46
<b>Tableau IV.19</b> : Besoin en vapeur des différents éléments dans l'unité du lait.....	46
<b>Tableau IV.20</b> : Besoin en vapeur des différents éléments de l'installation. ....	47
<b>Tableau IV.21</b> : Flux de chaleur perdu dans les différents tronçons pour l'unité de yaourt .....	49
<b>Tableau IV.22</b> : Flux de chaleur perdu pour les différents tronçons d'unité de crème dessert. ...	49
<b>Tableau IV.23</b> : Flux de chaleur perdu dans les différents tronçons pour l'unité du lait. ....	50
<b>Tableau IV.24</b> : Pertes par condensat dans les différents tronçons pour l'unité de yaourt.....	51
<b>Tableau IV.25</b> : Pertes par condensat dans les différents tronçons pour l'unité crème dessert....	51
<b>Tableau IV.26</b> : Pertes par condensat dans les différents tronçons pour l'unité du lait. ....	51
<b>Tableau IV.27</b> : Consommation en vapeur pour chaque élément.....	52
<b>Tableau IV.28</b> : Besoin maximal de chaque élément. ....	53
<b>Tableau IV.29</b> : Energie consommée par les différents éléments de l'installation. ....	56

# Liste des figures

<b>Figure I.1</b> : Exemple d'une chaufferie industrielle. ....	2
<b>Figure I.2</b> : Schéma d'une pompe centrifuge. ....	4
<b>Figure I.3</b> : Schéma d'une pompe volumétrique à piston. ....	5
<b>Figure I.4</b> : Chaudière à tubes de fumée. ....	6
<b>Figure I.5</b> : Schéma d'une chaudière à tube d'eau. ....	6
<b>Figure I.6</b> : Exemple d'un poste de détente. ....	9
<b>Figure I.7</b> : Régulateur de pression. ....	9
<b>Figure I.8</b> : Schéma d'un séparateur liquide/vapeur. ....	10
<b>Figure II.9</b> : Diagramme « température –pression » de la vapeur d'eau. ....	14
<b>Figure II.10</b> : Schéma d'un collecteur simple. ....	29
<b>Figure II.11</b> : Schéma d'un collecteur calorifugé. ....	30
<b>Figure IV.12</b> : Schéma qui représente les échanges thermiques durant la pasteurisation. ....	33
<b>Figure IV.13</b> : Schéma qui représente les échanges thermiques durant la stérilisation. ....	34
<b>Figure IV.15</b> : Schéma qui représente les échanges thermiques durant le préchauffage. ....	37
<b>Figure IV.16</b> : Evolution de la masse volumique en fonction de la pression ....	39
<b>Figure IV.17</b> : Besoin de vapeur pour chaque élément. ....	48

## **Introduction générale**

Depuis l'Antiquité, les hommes cherchèrent à utiliser les propriétés physiques de la vapeur d'eau. Héron d'Alexandrie inventa une machine appelée éolipyle (porte d'Eole). Cette machine était une chaudière hermétique remplie en partie d'eau que l'on plaçait sur un feu. Depuis Héron d'Alexandrie de nombreuses tentatives ont été réalisées, par Archimède en particulier, pour mettre au point une machine utilisant la vapeur efficacement. Mais ce n'est qu'avec Denis Papin que commença réellement la révolution des machines à vapeur.

La vapeur d'eau est le fluide thermique caloporteur le plus utilisé dans l'industrie. Elle permet de véhiculer l'énergie de combustion de la chaudière aux stations d'utilisation. La vapeur d'eau est produite en brûlant du combustible dans une chaudière ou en récupérant de l'énergie perdue au niveau des procédés industriels [1]. Elle peut être également récupérée comme un sous-produit en aval des turbines utilisées pour la production de l'énergie électrique. Les systèmes de distribution de la vapeur doivent être convenables pour assurer un bon fonctionnement de l'usine et assurer une disponibilité de la vapeur en quantité suffisante, à la pression adéquate et au moment de la demande.

Notre travail consiste à faire une étude théorique et établir une procédure de dimensionnement d'un réseau de distribution de vapeur, en tenant compte des exigences industrielles. Afin d'aborder les deux aspects énergétiques de la vapeur (thermodynamique, calcul des pertes de charge et déperditions thermiques).

**Chapitre I**  
**Réseaux de vapeur**  
**industriels**

## Introduction

Les productions de vapeur ou d'eau chaude occupent une place dominante dans les activités industrielles. Le principe est de chauffer de l'eau et produire de la vapeur, l'énergie thermique peut être produite de diverses manières, soit par l'électricité effet Joule, par combustion solide, liquide ou gazeuse. Pour cela, on utilise une installation de production qui s'appelle chaufferie industrielle.

### I. Chaufferie industrielle

L'eau brute d'arrivée doit être traitée pour éviter les impuretés et la corrosion du réseau. L'eau traitée est introduite dans la bache alimentaire, où elle se mélange aux condensats qui reviennent sur le réseau de retour. Après utilisation par les différents procédés de chauffage ou de production de force motrice. L'eau est mise sous pression par une pompe alimentaire, puis dirigée vers le générateur de vapeur, où elle est chauffée à l'état liquide dans l'économiseur, vaporisée dans le vaporiseur, puis surchauffée.

Des séparateurs assurent le séchage de la vapeur pour éviter que de l'eau liquide soit emportée dans le réseau vapeur. La vapeur surchauffée sort que la chaudière est acheminée vers les différents postes d'utilisation. Après l'usage, la vapeur est détendue, généralement jusqu'à la pression atmosphérique dans le poste de détente, et les condensats sont redirigés vers la bache alimentaire, si leur qualité le permet, sinon évacués vers l'égout [2].

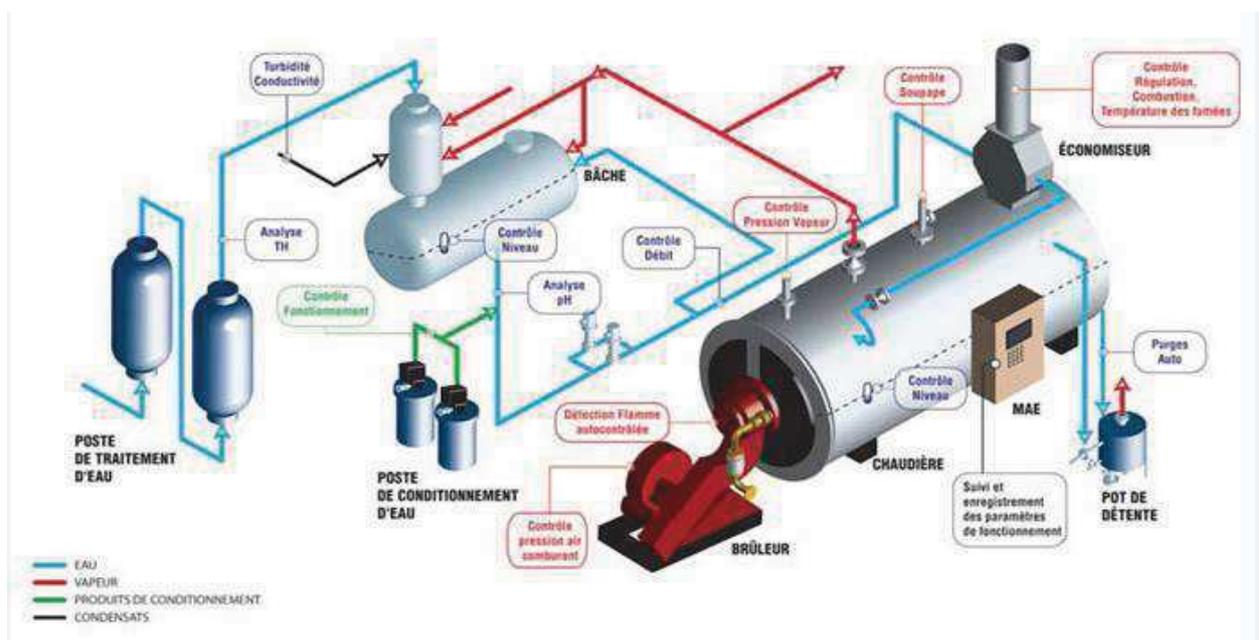


Figure I.1 : Exemple d'une chaufferie industrielle.

## I.1 Station de traitement d'eau

Le traitement est la réduction ou l'élimination des impuretés de l'eau hors ou dans la chaudière. On distingue 2 types de traitement :

- Le traitement externe est utilisé quand l'impureté de l'eau d'alimentation est trop élevée pour être tolérée par le système de chaudière en question. Différents types de traitement externe peuvent être utilisés pour l'eau d'approvisionnement (adoucissement, évaporation, désaération, contractures à membranes, etc.....).
- Le traitement interne est le traitement des impuretés à l'intérieur du système de chaudière. Il se produit dans les lignes d'alimentation ou dans la chaudière.

Objectif de traitement d'eau est :

- Diminuer le phénomène de corrosion en chaudière ou dans le réseau de distribution vapeur.
- Avoir un débit d'eau optimal afin d'optimiser le rendement.
- Éviter la formation de boues, qui pourraient dégrader les échanges thermiques et éventuellement l'apparition des contraintes thermiques (points chauds) dans la canalisation.

### Remarque :

Le traitement interne peut être utilisé seul ou avec un traitement externe. Son but est de réagir correctement sur la pureté de l'eau d'alimentation, d'éliminer les boues, de réduire l'oxygène et d'empêcher le moussage de l'eau des chaudières.

## I.2 Réservoir d'alimentation

La bache d'alimentation pour un générateur de vapeur sert pour la récupération et le stockage de l'eau condensée et l'alimentation du circuit [3]. Ce réservoir sert à :

- équilibrer le débit d'eau d'alimentation de la chaudière entre les retours condensats et l'eau d'appoint traitée.
- Stockage thermique des calories provenant des condensats recyclés et des systèmes de récupération de chaleur.
- Préparer l'eau d'alimentation de la chaudière.

Par conséquent, la bache alimentaire doit constituer une réserve d'eau suffisante pour prévenir l'interruption de l'approvisionnement d'eau de la chaîne de traitement.

**Remarque :**

Le retour des condensats à la bêche constitue l'une des économies d'énergie potentielle la plus importante à réaliser dans une chaufferie. Le condensat retourné est de l'eau pure, cela économise donc non seulement le coût de l'eau, mais également du traitement chimique, et réduit les pertes associées à la purge de la chaudière.

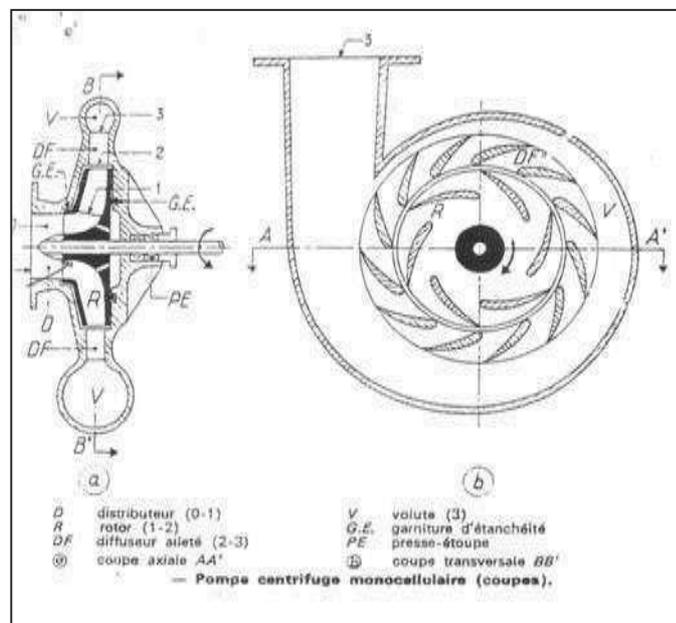
**I.3 Pompes**

Sont des appareils permettant un transfert d'énergie entre le fluide et un dispositif mécanique convenable. Suivant les conditions d'utilisation, ces machines communiquent au fluide soit principalement de l'énergie potentielle par accroissement de la pression en aval, soit principalement de l'énergie cinétique par la mise en mouvement du fluide.

Il existe différentes pompes qui peuvent se classer en deux grandes familles [4] :

**I.3.1 Turbopompes**

Est une machine tournante, qui grâce à un rotor à aubes convenablement orientées augmente l'énergie cinétique, et projette à l'aide de la force centrifuge le liquide à la périphérie sur la volute. A la sortie et à l'aide d'un divergent, une grande partie de l'énergie cinétique se transforme en pression motrice. Elle peut être centrifuge, axiale, ou bien mixte.



**Figure I.2 :** Schéma d'une pompe centrifuge.

### I.3.2 Pompes volumétriques

Ce sont des machines où le déplacement du fluide est dû aux transports d'un volume à chaque rotation. Les pompes volumétriques ou à capacité variables sont des pompes dans lesquelles l'écoulement du fluide résulte de la variation d'un volume occupé par le fluide, les pompes volumétriques comprenant les pompes alternatives (à piston, à diaphragme...) et les pompes rotatives (à vis, à engrenage, à palettes...).

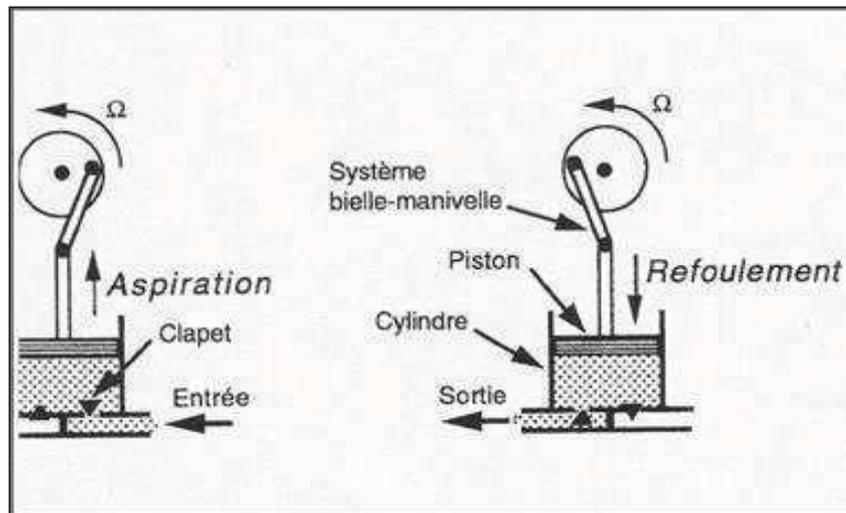


Figure I.3 : Schéma d'une pompe volumétrique à piston.

### I.4 Générateur de vapeur

Souvent constitué par une chaudière, c'est un système permettant de transférer en continu de l'énergie thermique à un fluide caloporteur qui permet d'augmenter sa température afin d'atteindre le point de changement de phase. On retrouve deux principaux types de générateurs de vapeur :

#### I.4.1 Chaudières à tubes de fumée

Ce sont les chaudières les plus courantes dans l'industrie. Leur conception ne permet pas d'atteindre les hautes pressions, mais elles ont une grande réserve de vapeur et permettent d'absorber les demandes du réseau sans observer une trop grande baisse de pression.

L'appellation « tube de fumée » provient de la conception. En effet, le parcours des fumées a lieu à l'intérieur de tubes qui traversent un réservoir cylindrique rempli d'eau. Le nombre de passages

dans le générateur de vapeur améliore le rendement. La température des fumées diminue avant de retourner à l'atmosphère et la surface d'échange est augmentée [5].

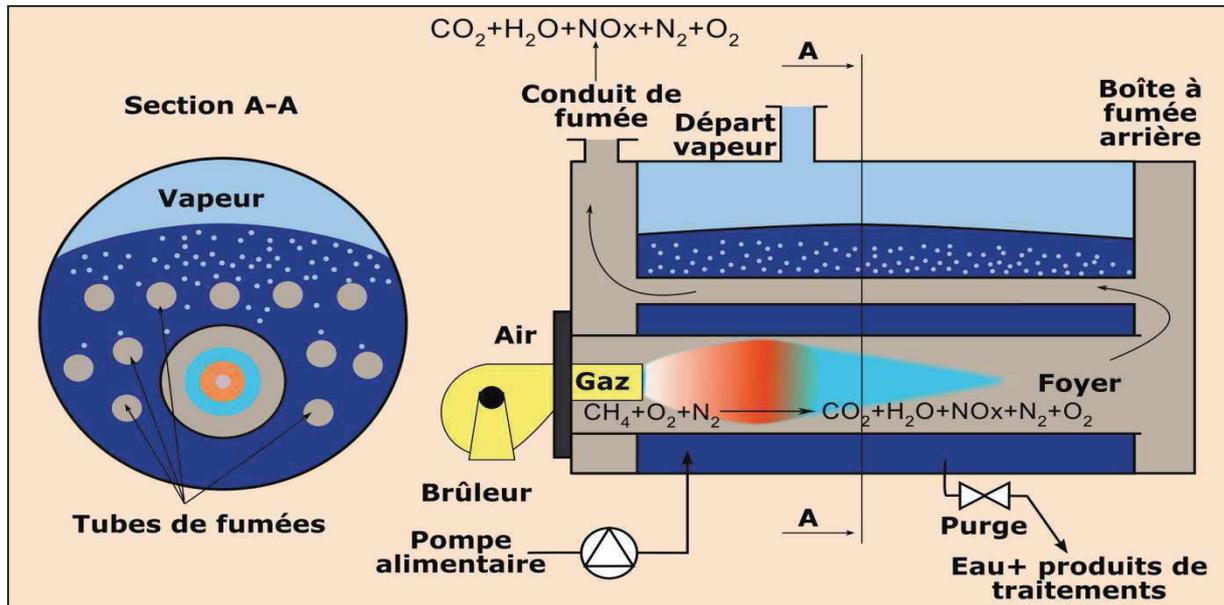


Figure I.4 : Chaudière à tubes de fumée.

### I.4.2 Chaudières à tubes d'eau

Ce type de chaudière fournit un débit de vapeur saturée, en moyenne et haute pression. Le combustible utilisé est soit du gaz, du fioul, de charbon ou déchet [6]. Les gaz chauds produits par le brûleur sont directement en contact avec les tubes vaporisateurs dans lesquels circule le fluide caloporteur, à l'intérieur de ceux-ci, se produit la vaporisation.

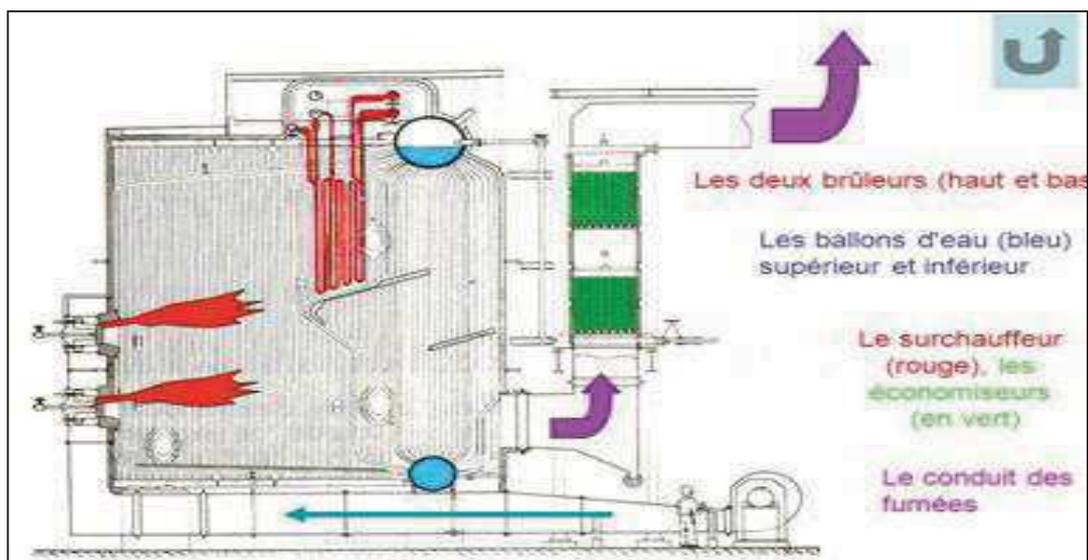


Figure I.5 : Schéma d'une chaudière à tube d'eau.

**Comparaison entre les deux types de chaudières [7] :****Tableau I.1** : Performances des deux types de chaudières

Propriétés	Chaudières à tubes de fumée	Chaudières à tubes d'eau
Mise en route (puissance équivalente)	Lent (grand volume d'eau à chauffer)	Rapide
Adaptation au changement de régime	Médiocre (inertie importante)	Bonne
Surface de chauffe	Moyenne	Élevée
Sécurité	Médiocre	Bonne
Encombrement	Faible	Fort
Puissance	Moyennement élevée	Importante
Débit	1,5 à 25 t/h	4 à 200 t/h
Timbre (pression maximale d'utilisation)	10 à 20 bars	90 à 100 bar en circulation naturelle, et jusqu'à 225 bars en circulation forcée
Prix	Limité	Élevé

## I.5 Équipement de réseau d'alimentation de vapeur

C'est un ensemble des dispositifs qui permet la distribution de la vapeur produite à la sortie de générateur de vapeur, qui sont principalement :

### I.5.1 Accumulateur de vapeur

Un accumulateur de vapeur est un réservoir isolé thermiquement contenant de l'eau liquide et de la vapeur sous pression. C'est un moyen de stockage d'énergie, sous forme thermique. Il peut être utilisé pour lisser les pics et les creux de la demande de vapeur [8].

Les accumulateurs à vapeur possèdent un temps de réaction très court et un fort taux de décharge qui permettent d'assurer de bonnes conditions de travail et de protéger les différentes pièces mécaniques et ainsi d'améliorer le rendement.

### I.5.2 Poste de détente vapeur

C'est un ensemble d'éléments qui permettent la chute de pression dans le réseau de distribution, le poste de détente vapeur est constitué des éléments suivants :

- Séparateur (1): élimine en continu l'eau due à la condensation de la vapeur dans les tuyauteries amont au Poste de détente.
- Filtres (5,12): assure la protection du détendeur et des purgeurs contre toutes les agressions causées par des particules solides.
- Un ensemble de vannes(6) : permettant la variation de débit.
- Manomètres (7,8) : pour la mesure des pressions.
- Détendeur de pression (9): permet de réguler et stabiliser une pression aval à la valeur requise.
- Soupape de sécurité (10): permet d'éliminer tous dangers dus à une surpression.
- Robinet à soupape (2, 3, 4,11) : permet l'isolation du purgeur.
- Purgeur automatique (10): permet l'élimination en continu de l'eau provenant du séparateur.
- Contrôleur de circulation (14): permet de surveiller visuellement le bon fonctionnement du purgeur.
- Clapet d'anti-retour(15).

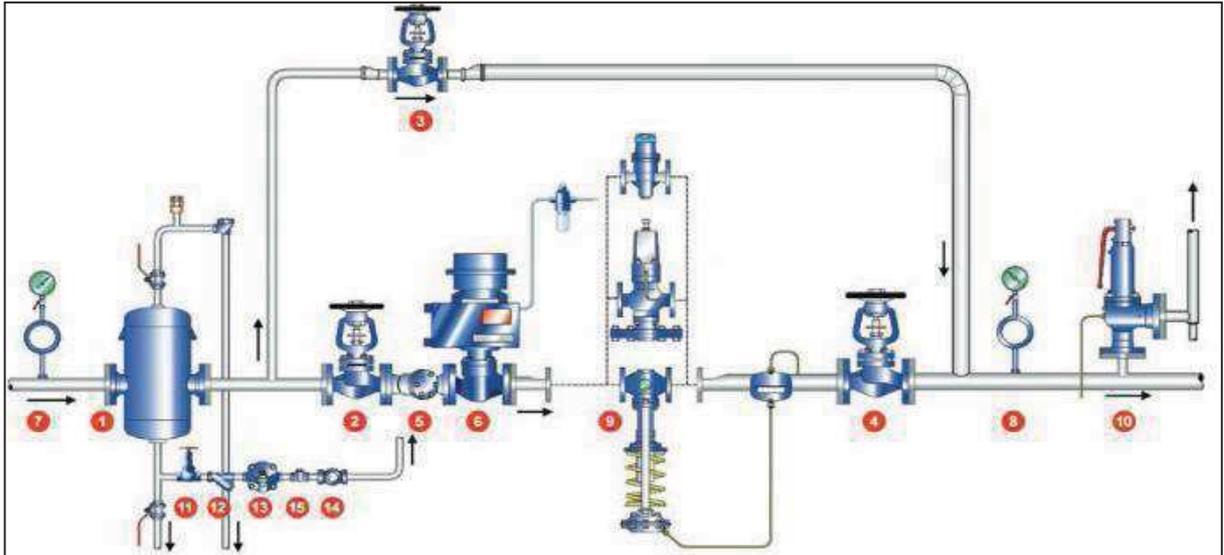


Figure I.6 : Exemple d'un poste de détente.

### I.5.3 Régulateur de pression

Appelé aussi un détendeur, est un mécanisme utilisé pour faire passer une vapeur stockée dans un étage à une certaine pression, vers un étage de pression inférieure [9]. Il garantit la régulation de pression de la vapeur, un régulateur de pression offre une meilleure résolution et contrôle.

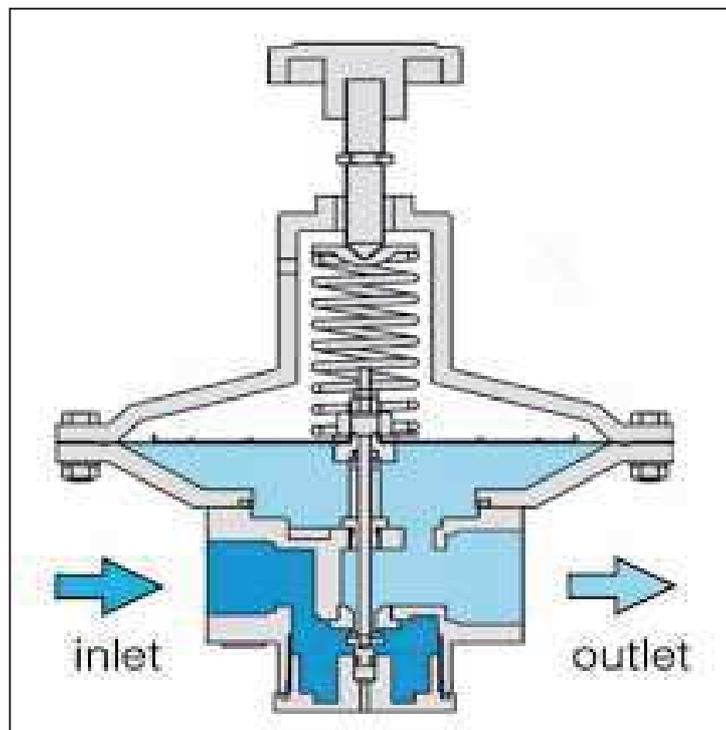


Figure I.7 : Régulateur de pression.

### I.5.4 Séparateur

C'est un appareil qui sert à séparer le mélange liquide-vapeur, l'augmentation de la surface effective d'écoulement provoque le ralentissement du mélange. Ce ralentissement doit être suffisant pour que la gravité domine les forces d'inertie, et puisse ainsi séparer les différentes phases par ordre de densité.

Le liquide retombe par effet de gravité vers le bas tout en emportant des bulles, et la vapeur qui passe par le haut emporte avec elle des gouttelettes de liquide [9].

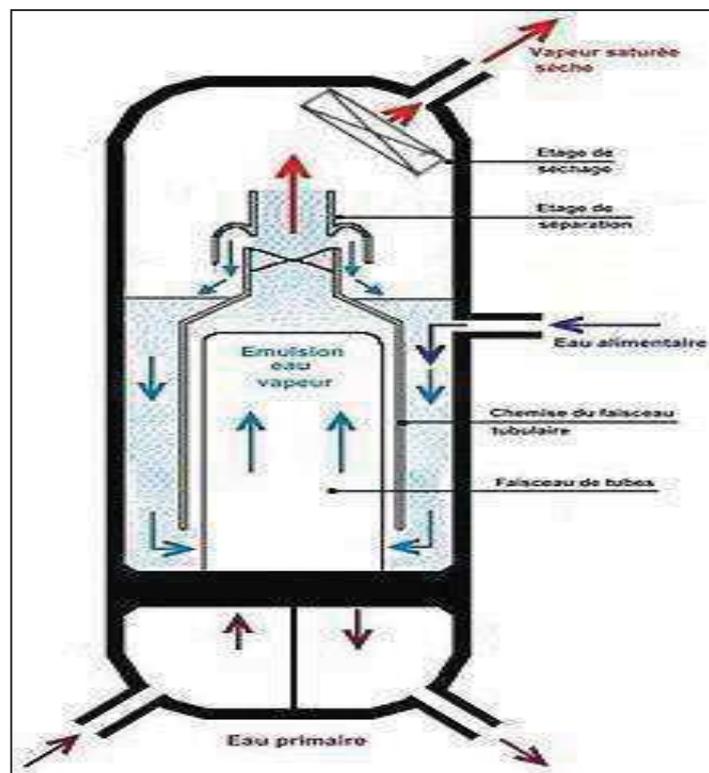


Figure I.8 : Schéma d'un séparateur liquide/vapeur.

### I.5.5 Soupape de sûreté

Les soupapes de sûreté sont des appareils destinés à protéger les installations contre les suppressions éventuelles ainsi au réglage d'un débit. Elles fonctionnent automatiquement et se referment lorsque les conditions de pression redeviennent normales.

### **I.5.6 Purgeur de condensat**

Un purgeur de vapeur est un type de vanne automatique qui évacue le condensat généré dans les conduites de transport de la vapeur lors de processus, et sans permettre à la vapeur de s'échapper. De ce fait, on peut classer les purgeurs en quatre types principaux : mécanique, thermostatique, thermodynamique, purgeurs divers qui ne peuvent pas être classés dans aucun des trois premiers types. Leur principe de fonctionnement est basé sur la différence de perte de charge entre la vapeur et le condensat.

**Chapitre II**  
**Etude thermodynamique**  
**de la vapeur**

## Introduction

Dans les procédés industriels, la vapeur d'eau est un fluide énergétique très utilisé dès qu'il s'agit de chauffer. On la retrouve dans les activités telles que la pétrochimie, la chimie, l'agroalimentaire, le chauffage urbain et les industries de transformation.

## II.1 Caractéristiques de la vapeur d'eau

### II.1.1 Différents états de la vapeur

En thermodynamique, un changement d'état est une transition de phase lors du passage de l'état liquide à l'état vapeur. Ce changement est provoqué par une modification de pression et de température. Il existe principalement deux types de vapeur d'eau [10]:

#### II.1.1.1 Vapeur surchauffée

Lorsque toute l'eau est évaporée, l'ajout de chaleur fait augmenter la température de la vapeur et celle-ci alors qualifiée de la vapeur surchauffée.

Elle est généralement réservée aux machines de production d'énergie et pour les cas particuliers où une très haute température est nécessaire.

Les avantages de cette légère surchauffe sont :

- Limitation ou suppression des condensations en régime établi dans le collecteur de transport.
- Diminution des pertes thermiques par la paroi, la vapeur surchauffée cédant moins facilement la chaleur que la vapeur saturée (ceci n'est valable que pour les faibles surchauffes).
- Assurance de disposer au minimum à l'arrivée, de vapeur saturée sèche.

### II.1.1.2 Vapeur saturée

Lorsque le point d'ébullition est atteint, la température de l'eau arrête d'augmenter et reste constante tant que l'eau n'est pas toute vaporisée. L'eau passe alors de l'état liquide à l'état vapeur et reçoit de l'énergie sous forme de « chaleur latente ». Tant qu'il reste une goutte de liquide, la température de la vapeur est la même que celle du liquide. On qualifie alors la vapeur de vapeur saturée. Elle est principalement utilisée pour le chauffage, en raison :

- De la constance de sa température pendant toute la phase de condensation (transmission de chaleur à température constante).
- De son coefficient d'échange de chaleur plus élevé que celui de la vapeur surchauffée (réduction de la surface des échangeurs).

### II.1.1.3 Relation entre la pression et la température de la vapeur saturée

Il existe une relation entre la pression et la température d'ébullition ou de vaporisation. Cette relation, importante, vérifiée pour tout le domaine de coexistence des deux phases liquide et vapeur, est de la forme [11] :

$$P = f(T)$$

Si la pression  $P$ , l'ébullition se produit à la température  $T$ , l'eau bouillante et la vapeur immédiatement produite, sont tous les deux à la même température  $T$ .

Pour l'eau, la corrélation peut être exprimée par la formule expérimentale de DUPERRAY

$$P = 0,984 \left( \frac{T}{100} \right)^4 \quad \text{kg/cm}^2 \quad \text{(II.1)}$$

Formule qui devient en exprimant  $P$  en bar

$$P = 0,965 \left( \frac{T}{100} \right)^4 \quad \text{bar}$$

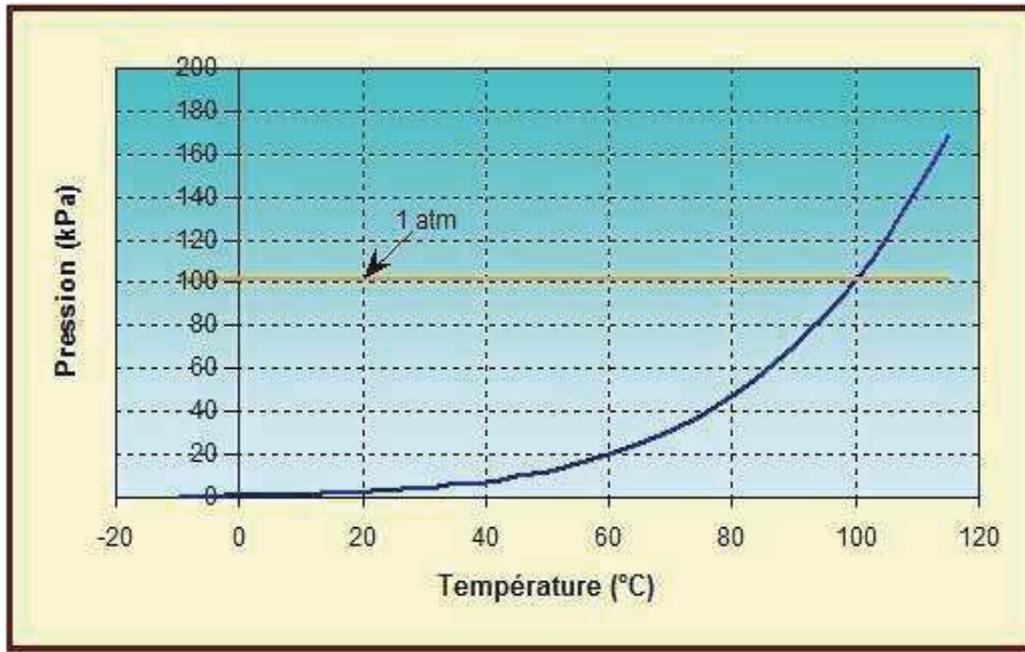
$P$  : Pression absolue en bars

$T$  : Température en °C

Cette formule n'est valable qu'au-dessus de  $T=100^\circ\text{C}$ , devienne grossièrement approché au voisinage du point critique.

### Diagramme température–pression

La figure (10) illustre le diagramme température-pression de changement de phase, d'où elle détermine le passage de l'état liquide à l'état vapeur.



**Figure II.9 :** Diagramme « température –pression » de la vapeur d'eau.

#### II.1.2 Masse volumique

La masse volumique, aussi appelée densité volumique de masse, est une grandeur physique qui caractérise la masse d'un matériau par unité de volume. Elle est généralement notée par les lettres grecques  $\rho$  (*rhô*).

Avec :

$$\rho = \frac{m}{v} \quad (\text{II.2})$$

Où  $m$  est la masse de la substance homogène occupant un volume  $v$ .

### II.1.3 Volume massique

Le volume massique  $v$  exprime le volume occupé par 1kg d'un corps. On le note  $v_l$  pour l'eau,  $v_v$  pour la vapeur saturée. La vapeur est un gaz, elle est donc compressible. Plus la pression augmente, plus le volume massique diminue dans de fortes proportions.

La variation du volume massique de la vapeur saturée sèche,  $v_v$ , en fonction de la pression et de la température de saturation, est très importante. Ce volume massique est difficilement mesurable expérimentalement, mais on peut la déduire de la formule de Clapeyron.

### II.1.4 Définition du titre

Le titre permet d'exprimer le taux d'humidité de la vapeur saturée, de l'eau à l'état de fines gouttelettes peut être entraînée dans le courant de vapeur à la sortie de la chaudière. Plus la vapeur saturée sera humide, moins elle sera intéressante d'un point de vue énergétique. D'autre part, l'eau contenue dans la vapeur saturée aura des effets destructeurs sur l'installation. Le titre (noté  $X$ ) est donc défini de la manière suivante :

$$X = \frac{\text{masse de vapeur sèche}}{\text{masse de vapeur sèche} + \text{masse d'eau liquide}}$$

## II.2 Chaleur

C'est la quantité de l'énergie qu'il faut fournir pour transformer 1kg de masse d'eau à la pression  $P_0$  et à la température de  $T_0$  à une masse de vapeur. Elle existe sous deux formes :

- Une chaleur sensible.
- Une chaleur latente de vaporisation.

### II.2.1 Chaleur sensible

C'est la quantité absorbée par la masse d'eau lors de son échauffement de la température  $T_0$  à sa température de saturation  $T_s$  sous la pression  $P_0$ . C'est l'énergie calorifique qui provoque l'élévation de température sans un changement d'état, elle est calculée à partir de

la chaleur spécifique à pression constante. Comme la chaleur spécifique de l'eau varie très faiblement avec la température, donc on peut la considérer comme étant constante, et en aura :

$$Q = C \times (T_s - T_0) \quad (\text{II.3})$$

Avec :

Q : Chaleur sensible en kJ/kg.

C : Chaleur spécifique à pression constante en kJ/kg °C.

T<sub>0</sub> : Température initiale en °C.

T : Température de saturation en °C.

Pour une masse donnée m (kg), la chaleur sensible est donnée par :

$$Q = m \times C \times (T - T_0) \quad (\text{II.4})$$

### II.2.2 Chaleur latente

C'est l'énergie qui fait varier l'état du corps à une température et pression constante ; c'est la chaleur qui est fournie à une masse de 1kg de liquide pour le transformer totalement en vapeur dans les mêmes conditions de température et de pression [14].

Pour des températures de saturation comprise entre 0°C et 200 °C une formule empirique nous donne la valeur de la chaleur latente de l'eau H<sub>LV</sub>.

$$H_{lv} = 2500 - 2,5T \quad \text{kJ/k} \quad (\text{II.5})$$

## II.3 Choix de vapeur

Le tableau ci-dessous illustre les caractéristiques de l'eau à l'état liquide et à l'état vapeur, nous pouvons constater les avantages de la vapeur.

**Tableau 2** : Caractéristiques de l'eau à l'état liquide et vapeur

Caractéristiques de l'eau	Liquide	Vapeur	Avantages de la vapeur
Capacité thermique	4.23 kJ/kg K à 110°C	2.08 kJ/kg K à 110 °C	Section des conduites moins élevée, pertes thermiques plus faibles
Coefficient de transfert de chaleur	900 –1600 $W m^{-2}K^{-1}$	1600 –2000 $W m^{-2}K^{-1}$	Surface d'échange plus faible, économie à l'investissement
Distribution, pertes de charge	Pompe de circulation obligatoire, l'évolution du réseau entraîne une modification de la pompe.	Pertes de charge compensées par $\Delta P$ entre chaufferie et fin du réseau.	Le réseau de distribution peut aisément être modifié, évolution de l'outil de production.
Régulation	Par mélange ou échange.	Par vanne, variation de P et T dans l'échangeur.	Variation rapide et précise de la T par P.
Température de paroi	Température variable.	Mode isoperibolique	Indispensable pour procédés à $T_p=Cst.$
Qualité du fluide	Eau non alimentaire	Fluide propre, sans goût ni odeur.	La vapeur peut être en contact avec des produits alimentaires
Usage	Limités à échange thermique	Peut-être utilisée comme source d'énergie (turbines)	La vapeur dégradée devient de l'eau. Deux modes avec un seul vecteur.

**CHAPITRE III**  
**Etude et dimensionnement**  
**des tuyauteries**

## Introduction

Les tuyauteries sont un ensemble des canalisations qui assurent la liaison et l'écoulement d'un fluide (vapeur, liquide...) entre les différents éléments de l'installation afin de déterminer certains renseignements sur le fluide et la géométrie de la tuyauterie, où plusieurs méthodes de calcul sont utilisées.

### III.1 Méthode de calcul de débit

On utilise deux méthodes différentes, pour le calcul du débit dans chaque récepteur.

#### III.1.1 Méthode de Kvs de régulation

Est le débit d'eau  $\phi$  en  $m^3/h$  mesuré à  $4^\circ C$  (Masse volumique =  $1000 \text{ kg/m}^3$ ) qui pour une perte de charge de 1 bar, passe à travers la vanne considérée comme entièrement ouverte [13].

Pour chaque type de vanne, le constructeur indique une pression différentielle limite admissible qui dépend de son diamètre, du mode de construction, de la puissance du servomoteur, de la température du fluide, du taux de fuite et du débit maximal qui le traverse.

Pour la vapeur saturée, on a :

$$\text{Avec : } K_{VS} = \text{constant} \quad K_{VS} = q_{m_v} \sqrt{\frac{v}{\rho \Delta P}} \quad (\text{III.6})$$

$$q_{m_v} = 31,62 K_{VS} \sqrt{\frac{P}{v}}$$

#### III.1.2 Données de fluide caloporteur

Le flux de chaleur de l'eau est donné par [14] :

$$\Phi_e = q_{m_e} \times C_e \times (T_s - T_E) \quad (\text{III.7})$$

Le flux de chaleur de vapeur est donné par :

$$\Phi_v = q_{m_v} \times \Delta H_{LV} \quad (\text{III.8})$$

Dans un échangeur de chaleur, le flux de chaleur perdu par la vapeur sera récupéré par l'eau

$$\Phi_e = \Phi_v \Rightarrow q_{m_e} \times C_e \times (T_s - T_e) = q_{m_v} \times H_{LV} \quad (\text{III.9})$$

Le débit massique de la vapeur s'écrit

$$\phi_v = \frac{q_{m_e} \times C_e \times (T_s - T_e)}{\Delta H_{LV}} \quad (\text{III.10})$$

### III.2 Calcul de diamètre d'un collecteur de vapeur

Soit un collecteur de section S dans quel circule un fluide de vitesse V, avec un débit massique [11]

On a :

$$q_m = \rho \times V \times S \quad (\text{III.11})$$

$q_m$  : Débit de masse [kg/s]

V : Vitesse d'écoulement [m/s]

$\rho$  : Masse volumique [kg/m<sup>3</sup>]

De l'équation de continuité qui traduit la conservation de la masse d'un fluide compressible, on aura :

Ceci nous donne

$$S = \frac{q_m}{\rho \times V} = \frac{q_m \times v}{V} \quad (\text{III.12})$$

Avec :

$$S = \frac{\pi \times d^2}{4}$$

Donc le diamètre de collecteur est donné par :

$$d = \sqrt{\frac{4}{\pi \times \rho \times V}} = \sqrt{\frac{4 \times q_m \times v}{V}} \quad (\text{III.13})$$

Après le calcul du diamètre, on choisit le diamètre normalisé le plus proche, et on calcule la vitesse corrigée :

$$V = \frac{4 \times q_m}{\pi \times \rho \times d^2} = \frac{4 \times v}{\pi \times d^2} \quad (\text{III.14})$$

### III.3 Pertes de charges

La perte de charge désigne la perte irréversible d'énergie de pression que subit un fluide lors de son passage dans une conduite, un tuyau ou un autre élément de réseau du fluide.

Cette perte d'énergie, liée à la vitesse du fluide, est causée par la transformation en chaleur, des frottements internes provoqués par la viscosité du fluide, la rugosité des parois, la variation de vitesse et les variations de direction du fluide [11], l'unité de la perte de charge est la pression (bars, pascals.....). On distingue deux types de pertes de charge :

#### III.3.1 Pertes de charge linéaires

Représente les pertes de charge par frottement dans les conduites. Elles sont provoquées par la viscosité de fluide. Elles sont en fonction du degré de turbulence.

La perte de charge  $\Delta P$  peut être calculée par la formule de Colebrook qui est valable pour tous les fluides :

$$\Delta P_L = \lambda \times \frac{L}{d} \times \rho \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{III.15})$$

Avec :

$\Delta P$  : La perte de charge en Pascal.

$\lambda$  : Coefficient de perte de charge.

L : Longueur du collecteur [m].

d : Diamètre de collecteur [m].

V : Vitesse de fluide [m/s].

$$V = \frac{q_m}{\rho \times S}$$

$q_m$  : Débit massique de fluide [kg/s] :

La valeur de  $\lambda$  est une fonction :

- De la vitesse de fluide.
- Du diamètre du collecteur et sa rugosité.
- De la viscosité cinématique de fluide.

$$\lambda = f \left( R_e, \frac{\varepsilon}{d} \right)$$

Pour un écoulement laminaire  $R_e \leq 2 \cdot 10^3$

$$\lambda = \frac{64}{R_e} \quad \text{(III.15)}$$

Pour un écoulement turbulent  $R_e$  supérieur à  $10^4$

Le calcul de  $\lambda$  est très compliqué dans le régime turbulent, pour cela l'abaque de MOODY est utilisé pour le calcul simple qui exige la connaissance de :

- Nombre REYNOLDS  $R_e$
- La rugosité relative :  $\frac{d}{K_r}$

Avec  $K_r$  est la hauteur des aspérités du tube en mm

Pour un écoulement turbulent  $R_e$  supérieur à  $10^5$

On utilise la formule de Van Karman

$$\lambda = \frac{1}{2 \log \left[ \frac{R_e}{4,522 \log R_e - 3,8215} \right]} \quad \text{(III.16)}$$

### III.3.2 Pertes de charge singulières

Elles résultent des phénomènes qui accompagnent les changements de direction dans les écoulements. Elles surviennent donc quand la canalisation présente des coudes ou des angles ou quand elle change plus ou moins brusquement de section, soit par variation du diamètre, soit en raison d'obstacles placés dans le fluide. Pour le calcul de cette perte de charge, on a la formule suivante :

$$\Delta P_s = \xi \cdot \rho \cdot \frac{V^2}{2} \quad \text{(III.17)}$$

$\Delta P_s$  : En Pascal.

$\xi$ : Coefficient de perte de charge.

Quelques valeurs de  $\xi$  :

**Tableau II-3** : Quelques valeurs de coefficient des pertes de charge singulière.

$\xi=1$	Coude brusque
$\xi=0,4$	Coude lisse ; $r = 1,5 d$
$\xi=0,25$	Coude lisse ; $r = 2,5 d$
$\xi=0,35$	Piquage ; $\frac{D}{d} = 0,1$
$\xi=0,1$	Piquage ; $\frac{D}{d} = 0,5$
$\xi=2,5$ a $5$	Robinet a soupape
$\xi=0,2$ a $0,3$	Vanne à passage direct

$r$  : rayon de courbure.

$D$  : diamètre de piquage.

$d$  : diamètre de tuyauterie (principale).

### III.3.3 Pertes de charge totales

C'est la somme des deux pertes linéaires et singulières

$$\Delta P_T = \Delta P_l + \Delta P_s$$

$$\Delta P_T = \lambda \times \frac{L + L_{eq}}{d} \times \rho \frac{V^2}{2} \quad \text{(III.18)}$$

Avec

$$L_{eq} = \frac{K}{\lambda} \times d$$

### III.4 Pertes thermiques

C'est le transfert de chaleur non désirable du système vers le milieu extérieur, qui se manifeste sous trois formes :

#### III.4.1 Conduction

La conduction est le moyen par lequel la chaleur circule de proche en proche dans un matériau ou passe d'un corps à un autre en contact physique direct, par simple interaction moléculaire. Les molécules du secteur le plus chaud se heurtent vivement entre elles et transmettent leur énergie de vibration aux molécules voisines [15]. Le flux de chaleur va toujours des zones chaudes vers les zones froides.

La perte par conduction est le flux de chaleur qui traverse la paroi, cette perte est donnée par :

$$\Phi = \frac{\lambda_e}{e} (T_1 - T_2) \quad \text{(III.19)}$$

$\Phi$  : Flux thermique (W).

$\lambda_e$  : Coefficient de conductivité thermique (W/m. °C).

S : Surface d'échange (m<sup>2</sup>).

T<sub>1</sub> et T<sub>2</sub> : Température respectivement de la surface chaude et de la surface froide (°C).

#### III.4.2 Convection

On définit la convection comme, l'échange de chaleur entre une surface et un fluide mobile à son contact. Le déplacement de chaleur au sein d'un fluide par le mouvement d'ensemble de ses molécules d'un point à un autre.

Dans le processus de convection, la chaleur se déplace comme toujours des zones chaudes vers les zones froides. La perte par convection est le flux de chaleur échangé entre le fluide et la paroi, cette perte est donnée par la relation suivante :

$$\Phi = h_e \times S \times (T_2 - T_1) \quad (\text{III.20})$$

$h_e$ : Coefficient convectif.

$S$ : Surface d'échange.

$T_1$ : Température de la surface de la paroi.

$T_2$ : Température du fluide extérieur.

### III.4.3 Rayonnement

Le rayonnement est le mécanisme par lequel la chaleur se transmet d'un corps à haute température vers un autre à basse température, lorsque ces corps sont séparés dans l'espace ou lorsqu'un vide existe entre eux.

Tous les corps émettent continuellement de la chaleur par rayonnement sous forme de paquets finis ou quanta d'énergie. La puissance rayonnée par un corps est donnée par :

$$\Phi = \varepsilon \times \sigma \times S \times T^4 \quad (\text{III.21})$$

$\varepsilon$  : Emissivité, indice qui est compris entre 0 et 1 selon l'état de surface du matériau

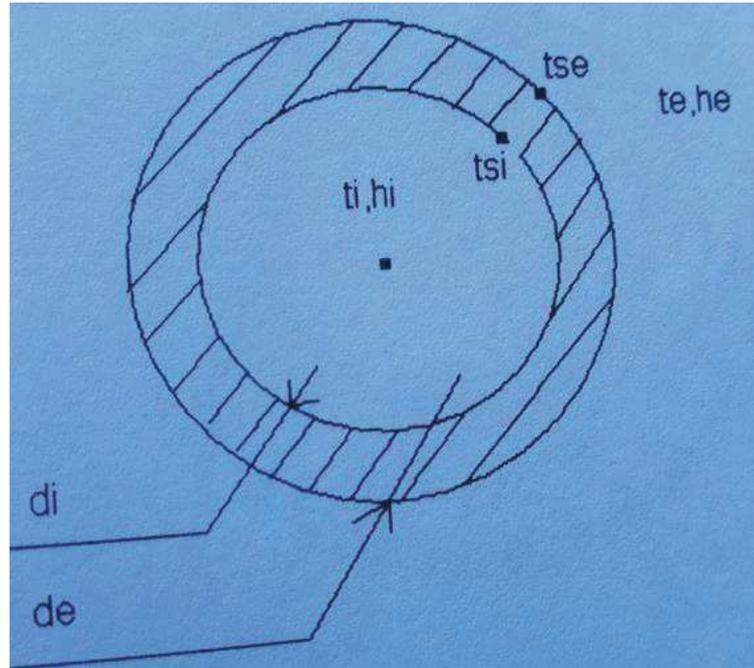
$\sigma$  : Constante de Stefan-Boltzmann  $\sigma = 5,6703 \times 10^{-8} \text{ [W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{K}^{-4}]$

### III.5 Pertes thermiques d'un collecteur de vapeur cylindrique

Au cours de son transport vers les différents points d'utilisation, la vapeur perd certaines quantités de son énergie soit en se condensant soit sous la forme de chaleur sensible. Ces pertes thermiques sont minimisées si le réseau de distribution est bien calorifuge [14]. Leur évaluation permettra d'avoir la valeur réelle de l'enthalpie de la vapeur à différents niveaux et de vérifier de degré d'isolation des tuyauteries.

### III.5.1 Perte thermique d'un collecteur simple

Les pertes dans un collecteur simple sont la somme des deux pertes thermique, par conduction aux parois de la canalisation, et par convection entre la surface et le fluide.



**Figure II.10** : Schéma d'un collecteur simple.

Le flux de chaleur se transmet de l'intérieur du tube à l'extérieur

1-par convection de fluide intérieur à la paroi interne.

$$\Phi_1 = h_i \times (\pi \times d_i \times L) (T_i - T_{si}) \quad \text{(III.22)}$$

2-par conduction de la paroi interne à la paroi externe.

$$\Phi_2 = \frac{2 \times k_e \times \pi \times L}{\ln \frac{d_e}{d_i}} \times (T_{si} - T_{se}) \quad \text{(III.23)}$$

3-par convection de la paroi externe au fluide extérieur.

$$\Phi_3 = h_e \times (\pi \times d_e \times L) \times (T_{se} - T_e) \quad \text{(III.24)}$$

Comme le flux est constant, on aura

$$\Phi_1 = \Phi_2 = \Phi_3 = \Phi$$

Pour le calcul, on utilise la formule suivante :

$$\Phi = \frac{\pi \times L \times (T_i - T_e)}{\frac{1}{h_i \times d_i} + \frac{1}{2k_e} \times \ln\left(\frac{d_{et}}{d_i}\right) + \frac{1}{h_e \times d_e}} \quad (\text{III.25})$$

### III.5.2 Perte thermique d'un collecteur calorifugé

La perte dans un collecteur calorifugé est la somme de pertes thermique, par conduction et par convection, elle est donnée par la relation ci-dessous :

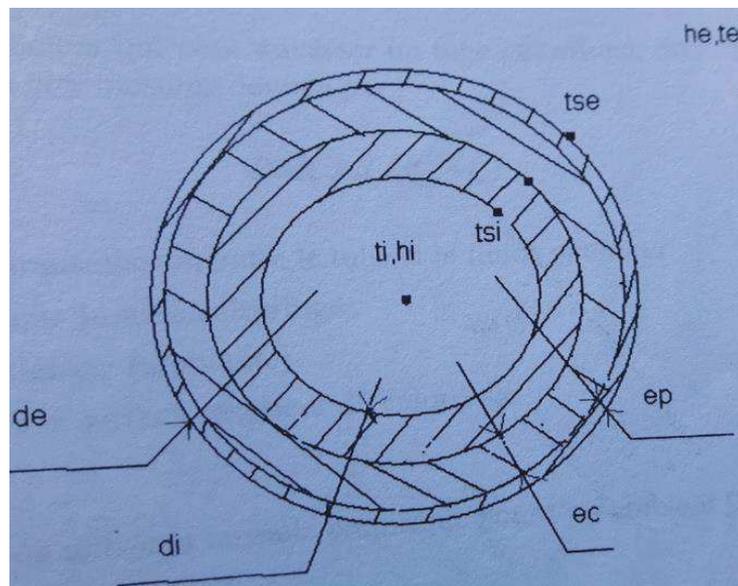


Figure II.11 : Schéma d'un collecteur calorifugé.

Pour le calcul de la perte thermique d'un collecteur calorifugé, on utilise la formule suivante

$$\Phi = \frac{\pi \times L \times (T_i - T_e)}{\frac{1}{h_i \times d_i} + \frac{1}{2\lambda_{et}} \times \ln\left(\frac{d_{et}}{d_i}\right) + \frac{1}{2k_{ec}} \ln\left(\frac{d_{et} + 2e_c}{d_{et}}\right) + \frac{1}{2k_{ea}} \ln\left(\frac{d_{et} + 2e_c + 2e_p}{d_{et}}\right) + \frac{1}{h_e \times d_e}} \quad (\text{III.26})$$

$\Phi$  : flux de chaleur.

$l$  : longueur du tube.

$T_i$  : Température interne du tube.

$T_e$  : Température externe du tube.

$T_{es}$  : Température de la surface extérieure.

$h_i$  : Coefficient de transmission entre le fluide intérieur et le tube.

$h_e$  : Coefficient de transmission entre le tube et le fluide extérieur.

$k_{et}$  : Coefficient de conductivité de l'enveloppe extérieure.

$k_{et}$  : Coefficient de conductivité du tube.

$k_{ec}$  : Coefficient de conductivité du calorifuge.

$D_t$  : Diamètre intérieur de tube.

$d_{et}$  : diamètre extérieur de tube.

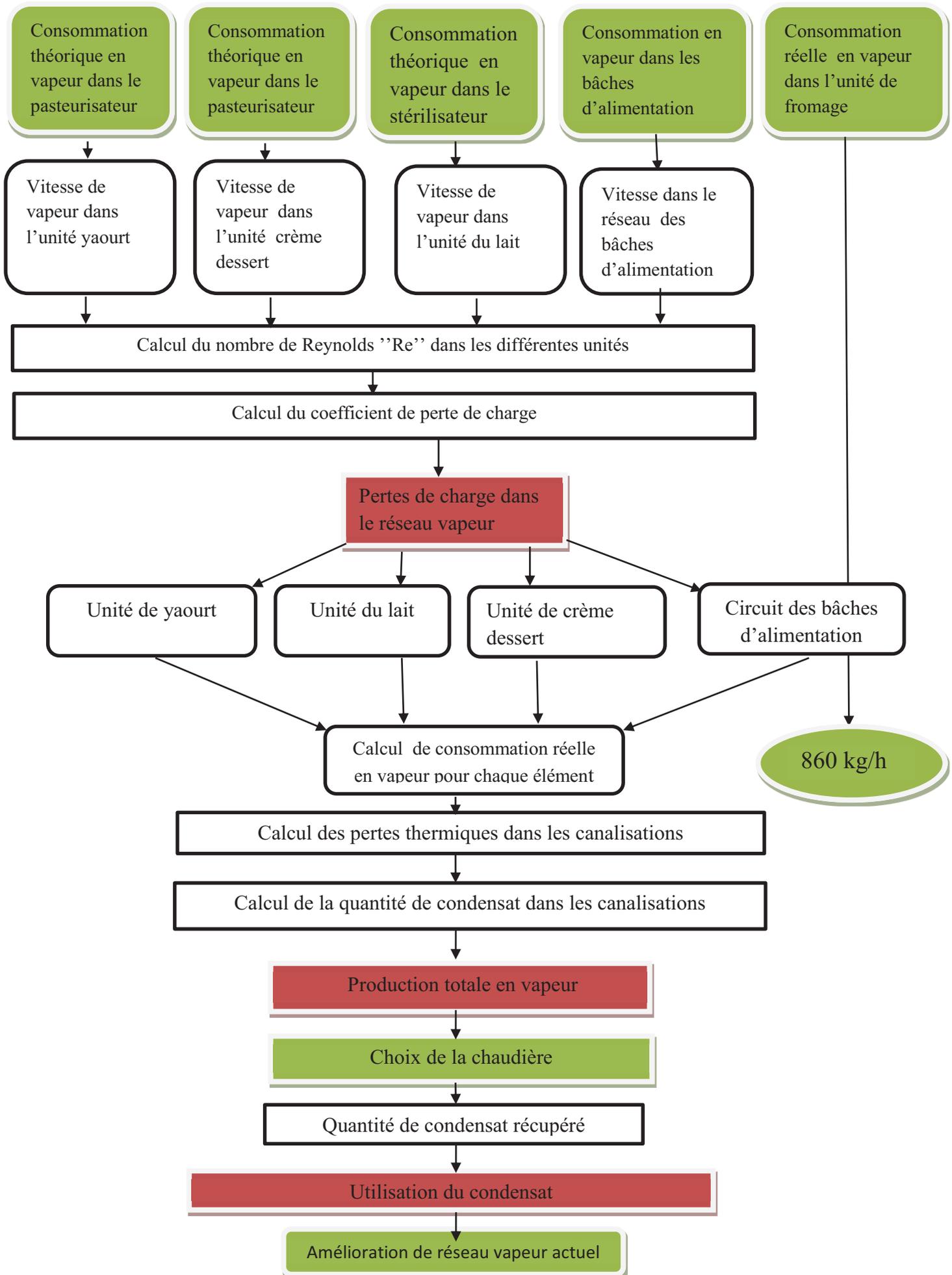
$e_c$  : Epaisseur du calorifuge.

$e_p$  : Epaisseur de la plaque extérieure.

$d_e$  : diamètre extérieur du tube calorifugé.

**Chapitre IV**  
**Identification des**  
**consommations en vapeur**  
**et en énergie**

### Logigramme des calculs



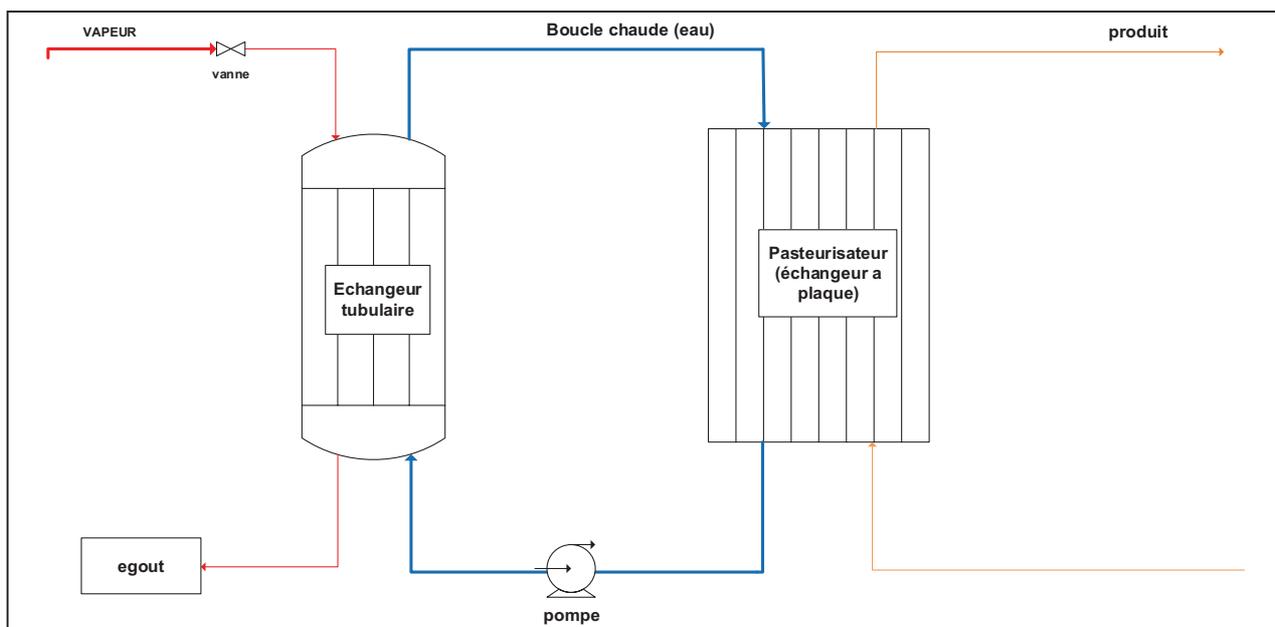
## IV.1. Besoins de l'entreprise

### IV.1.1. Pasteurisation

La pasteurisation aussi appelée débactérisation thermo-contrôlée est un procédé de conservation des aliments par lequel ceux-ci sont chauffés à une température définie, pendant une durée qui est aussi définie, puis refroidis rapidement. Le tableau ci-dessous nous montre les températures d'entrée et de sortie ainsi que le débit, dans la partie de chauffage du pasteurisateur.

**Tableau IV.4** : Recommandations pour la pasteurisation.

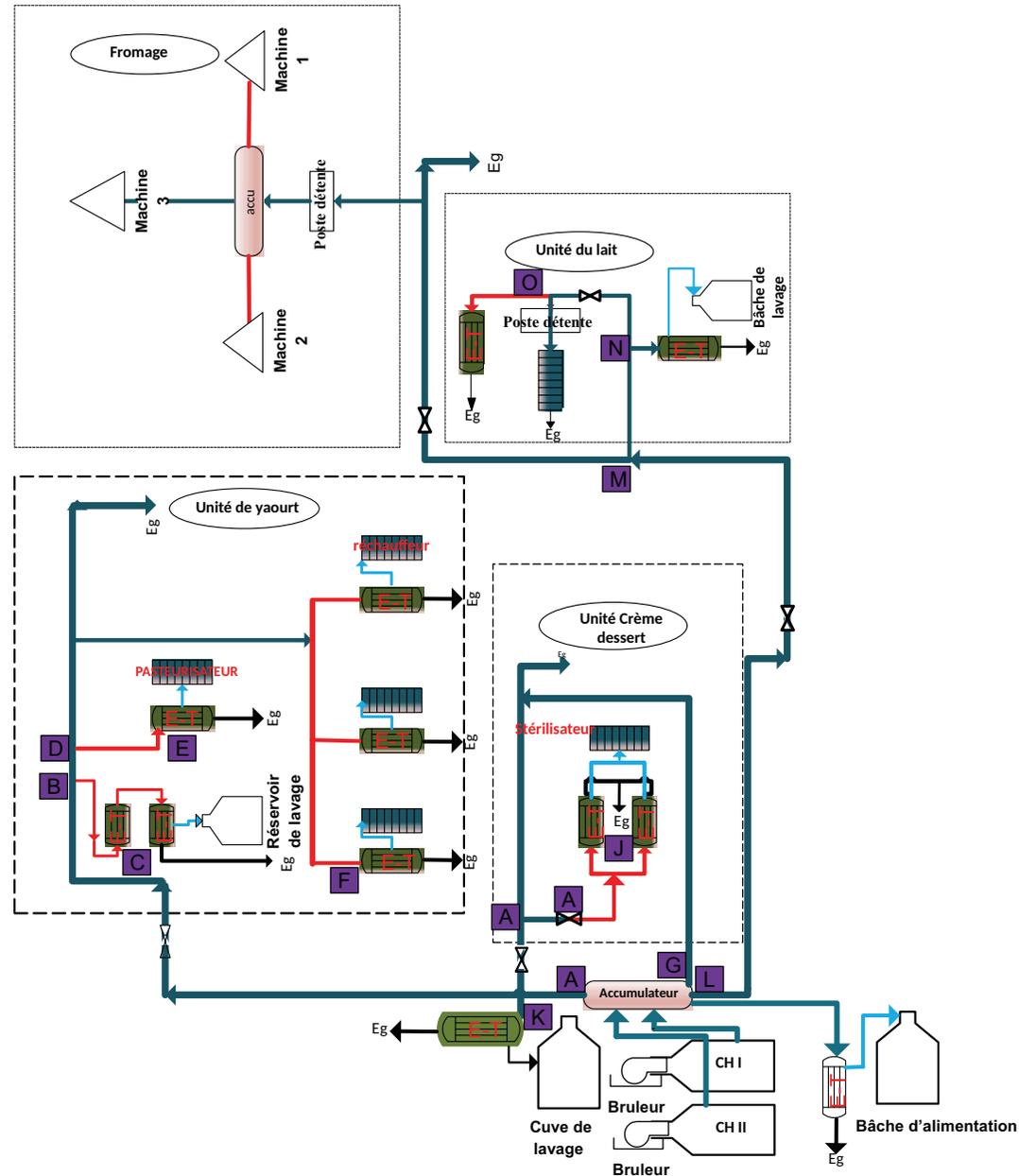
Désignation	Produit	Eau
Température d'entrée [°C]	15	98
Température de sortie [°C]	95	/
Débit [kg/h]	5000	5000



**Figure IV.12** : Schéma qui représente les échanges thermiques durant la pasteurisation.

# Schéma de réseau vapeur actuel

- Circuit de vapeur calorifugé
- Circuit de vapeur non calorifugé
- Circuit de condensat
- Circuit d'eau

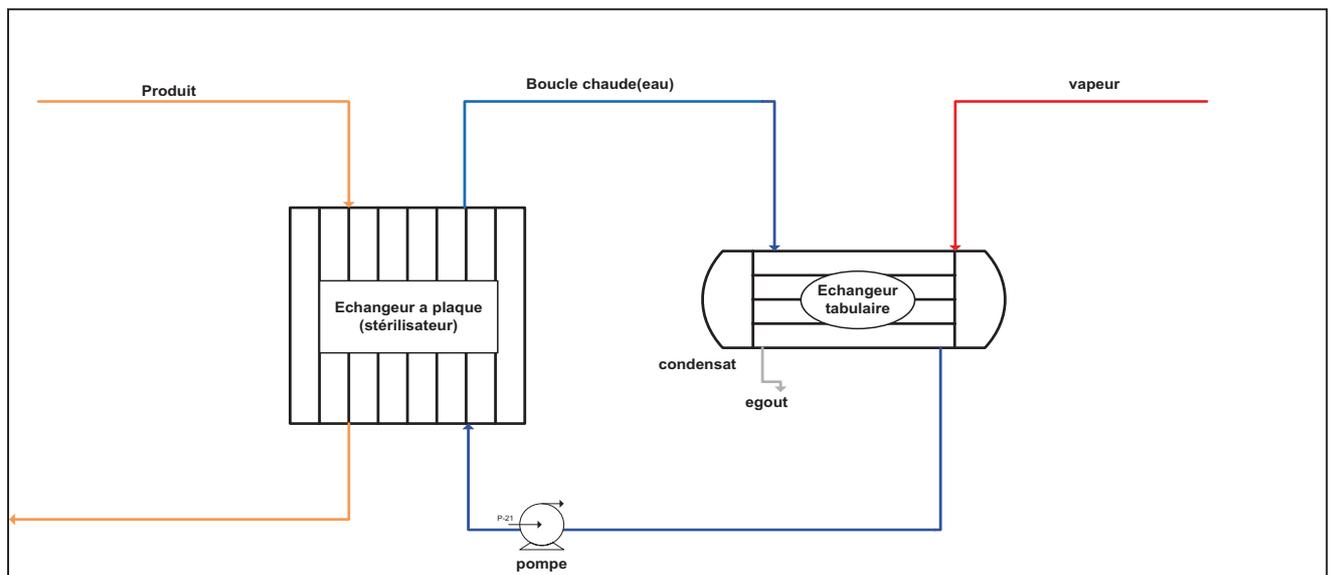


### IV.1.2. Stérilisation

La stérilisation est une technique destinée à détruire tout germe microbien contenue dans une préparation (souvent alimentaire). La première technique consiste à porter cette préparation à haute température. Les températures et les débits de l'eau (la boucle chaude) et du produit sont représentés respectivement dans le tableau suivant :

**Tableau IV.5** : Recommandations pour la stérilisation.

Désignation	Produit	Eau
Température d'entrée [°C]	15	130
Température de sortie [°C]	128	/
Débit [kg/h]	5000	5000



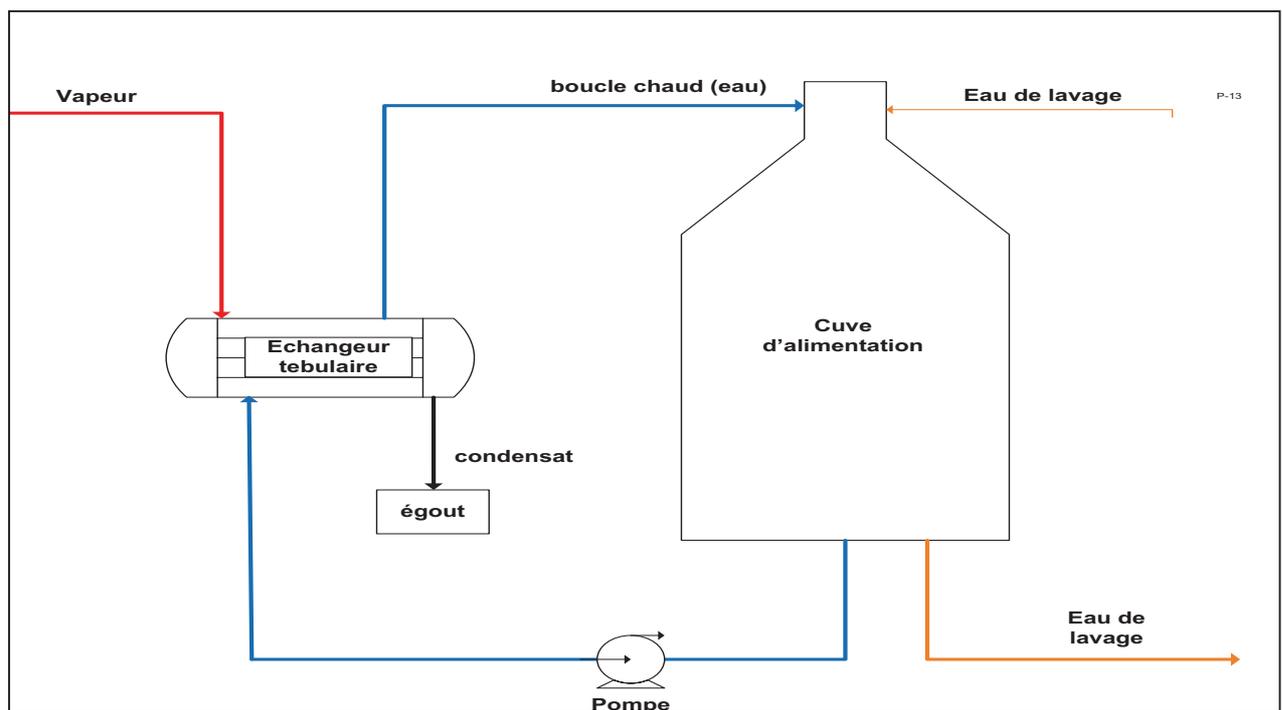
**Figure IV.13** : Schéma qui représente les échanges thermiques durant la stérilisation.

### IV.1.3. Lavage

Après chaque vidange, les cuves de stockage des produits laitiers sont nettoyées et désinfectées, afin d'éviter les bactéries et de garder la bonne qualité de produit stocké. Le tableau ci-dessous représente les températures et le débit d'eau.

**Tableau IV.6 : Recommandations pour le lavage.**

Désignation	L'eau
Température d'entrée [°C]	15
Température de sortie [°C]	90
Débit [kg/h]	4000



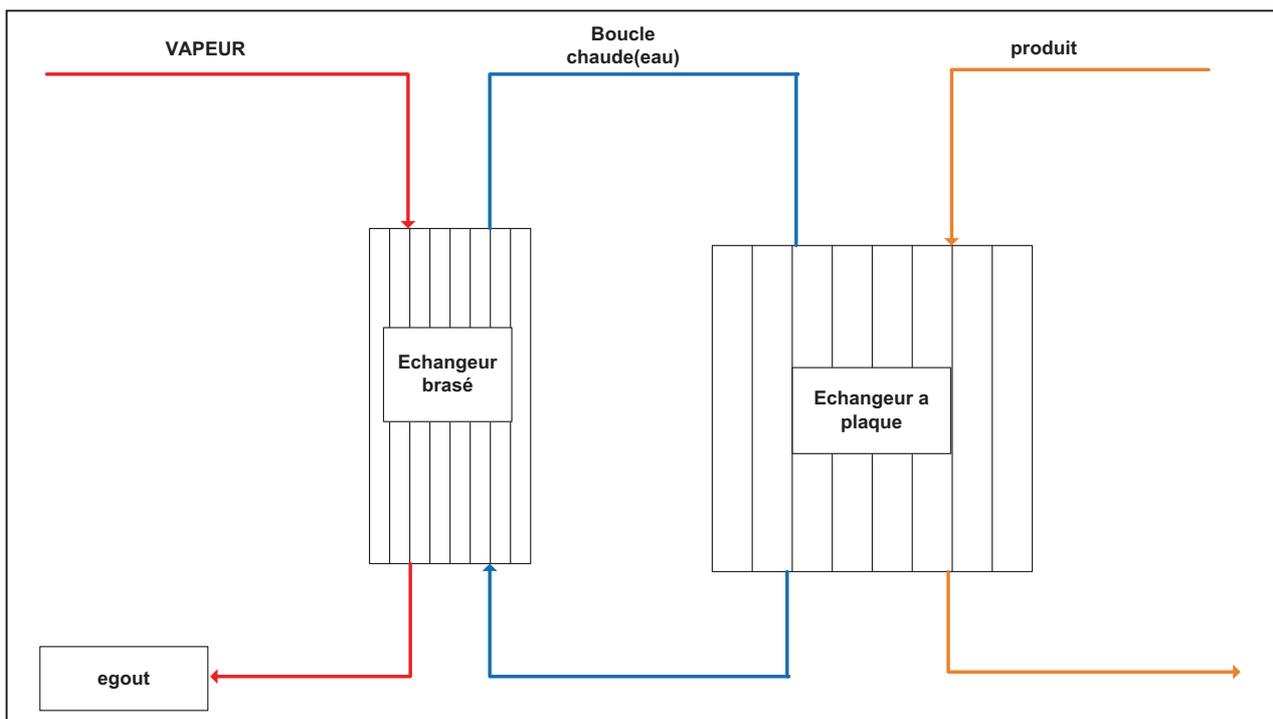
**Figure IV.14 : Schéma qui représente les échanges thermiques durant le lavage.**

#### IV.1.4. Réchauffage

Après la pasteurisation de yaourt et avant que le produit soit injecté dans la machine, il doit être chauffé une deuxième fois à une température de 45°C. Le tableau suivant nous représente les températures et le débit d'eau et du produit.

**Tableau IV.7:** Recommandations pour le réchauffage.

Désignation	Produit	L'eau
Température d'entrée [°C]	4	47
Température de sortie [°C]	45	/
Débit [kg/h]	3000	3000



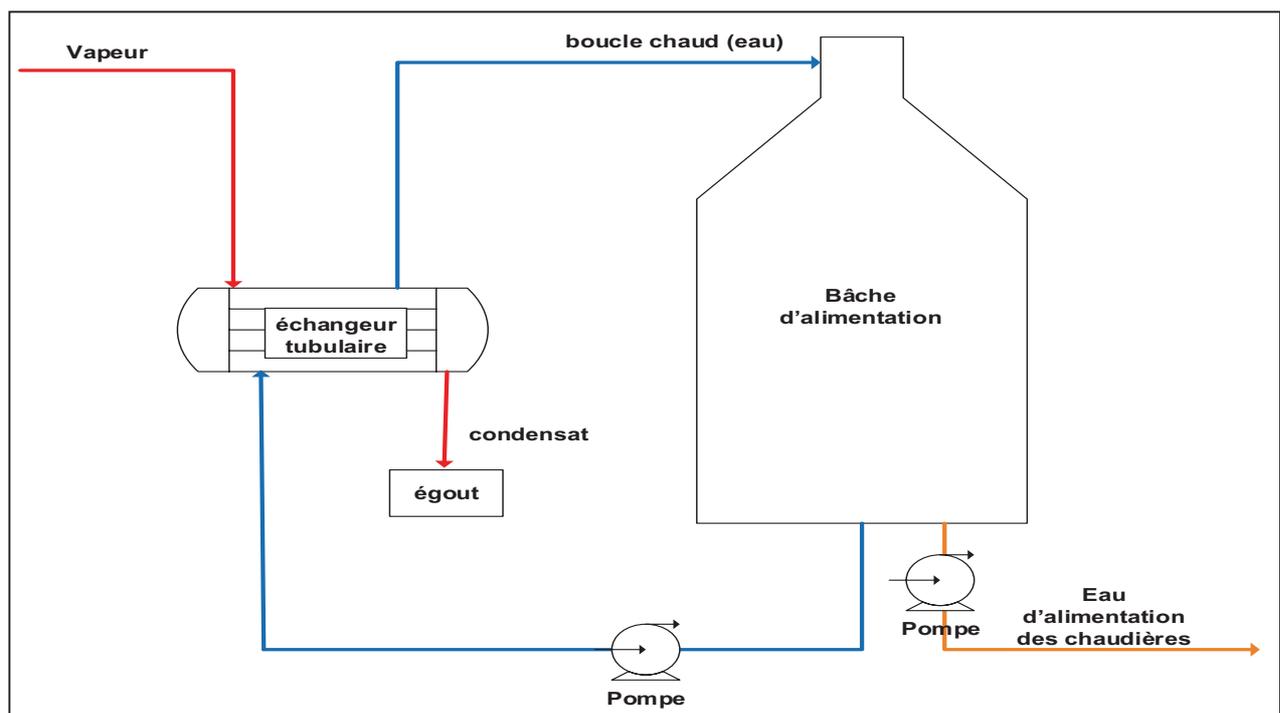
**Figure IV.18:** Schéma qui représente les échanges thermiques durant le réchauffage.

### IV.1.5. Préchauffage

Afin d'éviter les chocs thermiques dans le générateur de vapeur (chaudières), on chauffe l'eau d'alimentation à des températures voisines à 90°C. Les températures et les débits représentés dans le tableau suivant :

**Tableau IV.8:** Recommandations pour le préchauffage.7

Désignation	L'eau
Température d'entrée [°C]	15
Température de sortie [°C]	90
Débit [kg/h]	3000 /6000



**Figure IV.15 :** Schéma qui représente les échanges thermiques durant le préchauffage.

### IV.2. Besoin théorique de vapeur

Au début, on a supposé que la circulation de la vapeur est sans frottement (la pression égale  $P_i=7$  bars), et la totalité de vapeur se transforme au liquide, cela pour trouver la besoin théorique ( $q_{mth}$ ) et déduire la vitesse d'écoulement.

On utilise l'équation ci-dessous pour calculer le débit de vapeur

$$q_{m_v} = \frac{q_{m_e} \times c_e \times (T_s - T_e)}{\Delta H_{LV}} \quad (\text{IV.27})$$

Exemple : Besoin en vapeur au niveau du pasteurisateur de yaourt ;

À P= 7 bar, d'après la table thermodynamique de la vapeur on a  $\Delta H_{LV} = 2064,9189 \text{ kJ/kg}$

$$q_{m_v} = \frac{5000 \times 4,18 \times (98 - 15)}{2064,9189} \quad (\text{IV.28})$$

$$q_{m_v} = 840,081 \text{ kg/h}$$

Le même calcul est mené pour les autres éléments de l'installation.

**Tableau 9 :** Besoin théorique en vapeur des différents éléments.

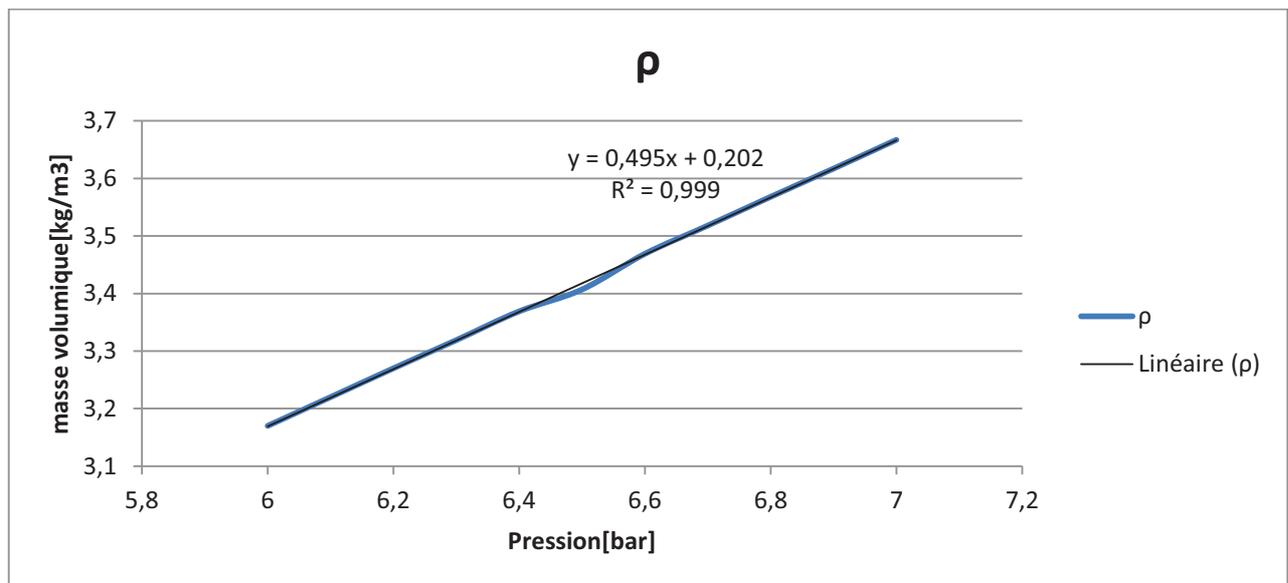
Éléments	Le débit de vapeur [kg/h]
Pasteurisateur yaourt (Y)	840,081
Stérilisateur	1163,970
Bâche de lavage(1)	1214,580
Pasteurisateur lait (L)	801,903
Réchauffeurs	582,990
Bâche de lavage (2)	607,290
Unité de fromage	860,000
Bâche d'alimentation	910,935
Total	6981,749

### IV.3. Calcul de la masse volumique moyenne

La variation de la masse volumique de la vapeur durant son transfert de la chaudière vers les différents postes d'utilisation, nous a conduits à utiliser une masse volumique moyenne.

**Tableau IV.10** : Variation de la masse volumique en fonction de la pression.

P (bar)	7	6,9	6,8	6,7	6,6	6,5	6,4	6,3	6,2	6,1	6,0
$\rho$ (kg/m <sup>3</sup> )	3,667	3,617	3,568	3,518	3,469	3,407	3,369	3,319	3,27	3,22	3,17



**Figure IV.16** : Evolution de la masse volumique en fonction de la pression

#### Commentaire

D'après ce graphique, on constate que la variation de la masse volumique en fonction de la pression est linéaire, son équation est de la forme :  $ax+b$  avec un coefficient de corrélation  $R^2=0,999$

### IV.3.1 Corrélation masse volumique-pression

$$\rho = 0,495 P + 0,202$$

$$\bar{\rho} = \frac{1}{\Delta P} \int_6^7 (0,495 + 0,202) dP$$

$$\bar{\rho} = \frac{1}{\Delta P} \int_6^7 0,495 \times P^2 + 0,202P$$

$$\bar{\rho} = \left[ \frac{1}{2} 0,495 \times P^2 + 0,202 \times P \right]_6^7$$

$$\bar{\rho} = 3,419 \text{ kg/m}^3$$

### IV.4 Objectif du calcul des pertes de charge

Pour quantifier la vapeur d'eau réelle consommée par les différents éléments du réseau, on a besoin de la pression exacte de la vapeur à l'entrée de chaque élément. Ce qui nous ramène à calculer les pertes par pression dans la tuyauterie des trois unités de production, du « yaourt », du « crème dessert » et du « lait ».

### IV.5 Calcul des pertes de charge linéaires de différentes unités

Exemple de calcul pour le tronçon (A-B) dans l'unité de yaourt :

On utilise la relation ci-dessous pour trouver la vitesse d'écoulement

$$V = \frac{4 \cdot q_{m_{vth}}}{\pi \cdot \rho} \quad (\text{IV.29})$$

$$V = 33,738 \text{ m/s}$$

Pour le débit théorique :  $q_{m_{vth}} = 2030,361 \text{ Kg/h}$

On utilise la relation suivante pour calculer le nombre de Reynolds

$$R_e = \frac{\rho \times V \times d}{\mu} \quad (\text{IV.30})$$

Pour  $d = 0,0789 \text{ m}$ ;  $\mu = 14,4609 \cdot 10^{-6} \text{ kg/s.m}$

$$R_e = 6.287 \cdot 10^5$$

$R_e > 10^5$ , le régime d'écoulement de la vapeur est un régime turbulent [17].

On utilise la formule de Van Karman

$$\xi = \frac{1}{2 \log \left[ \frac{\text{Re}}{4,522 \log \text{Re} - 3,8215} \right]} \quad (\text{IV.31})$$

$$R_e = 6,287 \cdot 10^5$$

On a:

$$\xi = 0,0126$$

La perte de charge peut être calculée par la formule de Colebrook qui est valable pour tous les fluides :

$$\Delta P_1 = \xi \frac{L}{d} \rho \frac{V^2}{2} \quad (\text{IV.32})$$

$$\Delta P_1 = 0,1554 \text{ bar}$$

Nous appliquerons la même procédure pour les autres tronçons

### Unité de yaourt

**Tableau IV.11** : Résultats des pertes de charge linéaires pour l'unité de yaourt.

Tronçon	L(m)	$q_{m(th)}$ (kg/h)	V (m/s)	$R_e$	$\xi$	d(m)	$\Delta P_l$ (bar)
A-B	50	2030,361	33,738	$6,293 \cdot 10^5$	0,0126	0,0789	0,155
D-E	6	840,081	41,068	$4,466 \cdot 10^5$	0,0134	0,0460	0,050
B-C	3,8	607,290	29,688	$3,228 \cdot 10^5$	0,0143	0,0460	0,017
B-D	3	1423,071	23,647	$4,411 \cdot 10^5$	0,0135	0,0789	0,004
D-F	19	582,990	9,687	$1,807 \cdot 10^5$	0,0159	0,0789	0,006

### Unité de crème dessert

**Tableau IV.12** : Résultats des pertes de charge linéaires pour l'unité de crème dessert.

Tronçon	L(m)	$q_{m(th)}$ (kg/h)	V (m/s)	$R_e$	$\xi$	d (m)	$\Delta P_l$ (bar)
G-I	35	2378,55	39,54	$7,377 \cdot 10^5$	0,0123	0,0789	0,1456
I-J	8	1163,97	56,93	$6,192 \cdot 10^5$	0,0127	0,046	0,0357
H-K	8	1214,58	20,19	$3,767 \cdot 10^5$	0,0139	0,0789	0,0028

**Unité de lait****Tableau IV.13** : Résultats des pertes de charge linéaires pour l'unité du lait.

Tronçon	L (m)	q <sub>m(th)</sub> (kg/h)	V (m/s)	R <sub>e</sub>	ξ	d (m)	ΔP <sub>l</sub> (bar)
L-M	109	2280,506	37,914	7,073 10 <sup>5</sup>	0,0124	0,0789	0,4201
M-N	03	836,753	13,911	2,595 10 <sup>5</sup>	0,0149	0,0789	0,0005
N-O	09	836,753	40,927	4,451 10 <sup>5</sup>	0,0134	0,046	0,0220

**Commentaires**

Après le calcul des pertes de charge linéaires dans tous les tronçons pour les trois unités, on constate que la perte est maximale dans le tronçon « A-B » pour l'unité de yaourt, dans le tronçon « G-I » pour l'unité de crème dessert et dans le tronçon « L-M » pour l'unité du lait. Cette perte est due à la longueur et au débit qui traverse la canalisation. On remarque aussi que l'unité du lait présente la partie la plus grande des pertes de charge linéaire.

**IV.6 Calcul des pertes de charge singulières**

On utilise la relation suivante :

$$\Delta P_s = \xi \times \bar{\rho} \times \frac{V^2}{2} \quad (\text{IV.33})$$

Pour : Coude 90°      ξ = 1,87

Coude 45°      ξ = 0,26

Vannes      ξ = 0,3

Exemple : tronçon (A-B)

$$\Delta P_s = 4(1,87 \bar{\rho} \frac{V^2}{2}) + (0,26 \bar{\rho} \frac{V^2}{2}) + (0,3 \bar{\rho} \frac{V^2}{2})$$

$$\Delta P_s = 0,156 \text{ bar}$$

De la même façon pour les autres tronçons :

### Unité de yaourt

**Tableau IV.14** : Résultats des pertes de charge singulière pour l'unité de yaourt.

Tronçon	Nombre de coudes 90°	Nombre de coudes 45°	Nombre de vannes	V (m/s)	$\Delta P_s$ (bar)
A-B	4	1	1	33,700	0,156
D-E	7	2	2	40,927	0,406
B-C	4	0	1	29,703	0,117
B-D	0	0	0	23,604	0
D-F	5	0	4	9,693	0,0169

### Unité crème dessert

**Tableau IV.15** : Résultats des pertes de charge singulières dans l'unité de crème dessert.

Tronçon	Nombre de coudes 90°	Nombre de coudes 45°	Nombre de vannes	V (m/s)	$\Delta P_s$ (bar)
G-I	5	1	1	39,54	0,2649
I-J	8	0	0	56,93	0,8289
H-K	3	0	1	20,19	0,0412

**Unité du lait****Tableau IV.16** : Résultats des pertes de charge singulières dans l'unité du lait.

Tronçon	Nombre de coudes 90°	Nombre de coudes 45°	Nombre de vannes	V (m/s)	$\Delta P_s$ (bar)
L-M	10	0	1	37,914	0,467
M-N	0	0	0	13,911	0
N-O	3	0	1	40,927	0,169

**Discussion des résultats**

Après le calcul des pertes de charge singulières dans tous les tronçons pour les trois unités, on constate que la perte est maximale dans le tronçon « D-E » pour l'unité de yaourt, dans le tronçon « I-J » pour l'unité de crème dessert et dans le tronçon « L-M » pour l'unité du lait. Cette perte est due au nombre de coudes et de vannes utilisés dans la tuyauterie. On remarque aussi que l'unité de crème dessert présente la plus grande des pertes de charge singulières.

**IV.7. Calcul de la besoin réelle en vapeur**

On utilise la relation d'égalité de flux :

$$q_{m_{vre}} = \frac{q_{m_e} \times c \times (T_s - T_e)}{\Delta H_{LV}} \quad (\text{IV.34})$$

Avec :  $\Delta H_{LV}$  : c'est la différence d'enthalpie liquide vapeur déduite par la table de la vapeur

Exemple: le besoin réel en vapeur au niveau de Pasteurisateur yaourt

Pour la pression 6,226 bar on a  $\Delta H_{LV}$  : 2080,2916

$$q_{m_{vre}} = \frac{5000 \times 4,18 \times 83}{2080,2916}$$

$$q_{m_{vre}} = 833,873 \text{ kg/h}$$

Le tableau suivant nous donne le besoin réel en vapeur pour les autres éléments :

### Unité de yaourt

**Tableau IV.17 :** Besoin en vapeur des différents éléments dans l'unité de yaourt.

Éléments	$q_e$ (kg/h)	$\Delta P_t$ (bar)	$P_{réel}$ (bar)	$\Delta H_{lv}$ (kJ/kg)	$\Delta T$ (K)	$q_{m(re)}$ (kg/h)
Pasteurisateur	5000	0,0774	6,226	2080,2916	83	833,873
Réchauffeur	3000	0,3396	6,660	2071,1524	32	193,747
Bâche de lavage	4000	0,4467	6,553	2073,6562	75	604,729

### Unité de crème dessert

**Tableau IV18:** Besoin en vapeur des différents éléments dans l'unité de crème dessert.

Éléments	$q_e$ (kg/h)	$\Delta P_t$ (bar)	$P_{réel}$ (bar)	$\Delta H_{lv}$ (kJ/kg)	$\Delta T$ (K)	$q_{m(re)}$ (kg/h)
Stérilisateur	5000	1,275	5,725	2090,94532	115	1149,480
Bâche de lavage	7930	0,455	6,545	2073,38275	75	1199,033

### Unité du lait

**Tableau IV.19:** Besoin en vapeur des différents éléments dans l'unité du lait.

Éléments	$q_e$ (kg/h)	$\Delta P_t$ (bar)	$P_{réel}$ (bar)	$\Delta H_{lv}$ (kJ/kg)	$\Delta T$ (K)	$q_{m(re)}$ (kg/h)
Pasteurisateur	5000	1,079	5,921	2078,689	83	754,081
Bâche de lavage	4000	0,887	6,113	2080,660	75	602,694

### Discussion des résultats

D'après les tableaux ci-dessus on constate que la variation du débit de vapeur est causée par la variation de la quantité d'eau à chauffer et l'écart de température entre l'eau froide et l'eau chaud. Le pasteurisateur est l'élément qui consomme le plus de vapeur dans l'unité de yaourt et du lait, le stérilisateur est celui qui consomme le plus dans l'unité de l'unité de crème dessert.

### Remarque

D'après les résultats obtenus, on remarque que la valeur réelle consommée est légèrement supérieure à celle consommée dans la théorie. Cette différence est causée par la variation de la chaleur latente en fonction de la pression (à chaque fois que la pression diminue, la chaleur latente augmente).

### Consommation réelle de la vapeur

La consommation réelle de tous les éléments de réseaux vapeur est représentée dans le tableau suivant :

**Tableau IV.20:** Besoin en vapeur des différents éléments de l'installation.

Éléments	Le débit de vapeur [kg/h]
Pasteurisateur Y	833,873
Stérilisateur	1149,480
Bâche de lavage (1)	1199,033
Pasteurisateur L	754,081
Bâche de lavage(2)	602,694
Réchauffeurs	581,231
Unité de fromage	860
Bâche alimentaire	910,935
Total	6891,3

### Commentaires

D'après les résultats de ce tableau, on constate que le besoin total des éléments de l'installation est supérieure à celle produite par les deux chaudières de 3000 kg/h chacune. En plus, nous remarquons que l'élément qui consomme le plus de vapeur est la bêche de lavage, ce que nous observons dans la figure 21, parce que cette cuve alimente les deux unités. (Unité de yaourt et celle de crème dessert).

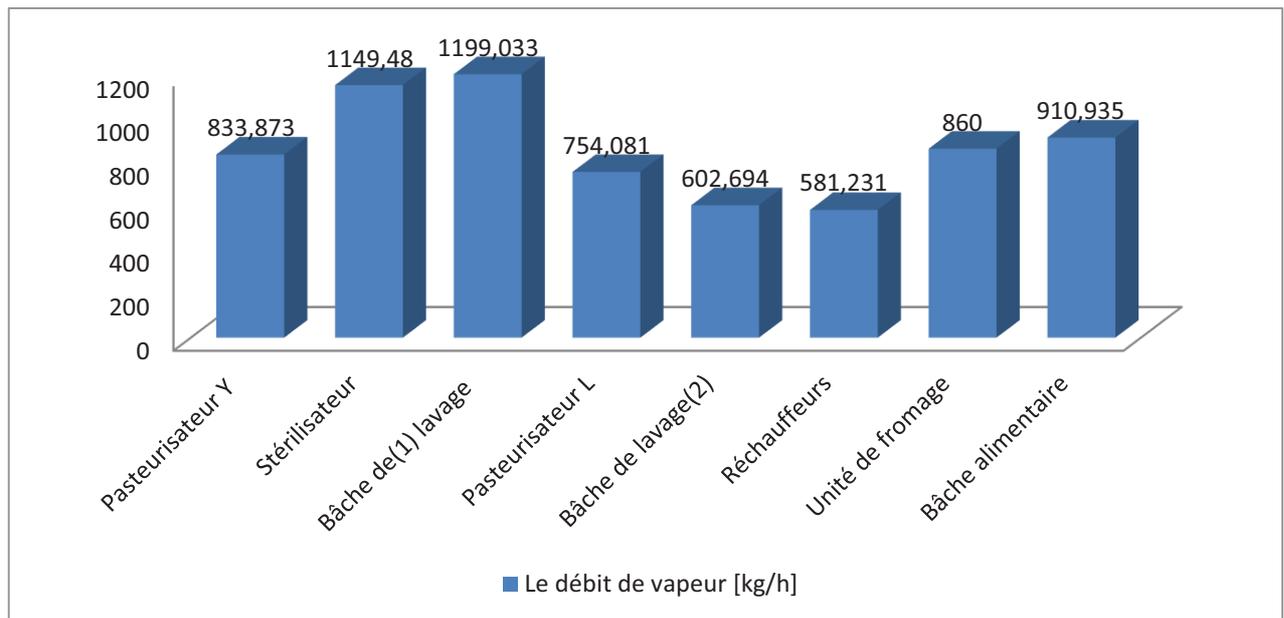


Figure IV.17 : Besoin de vapeur pour chaque élément.

### IV.8 Calcul de flux de chaleur perdu

Pour quantifier les pertes thermiques maximales dans la tuyauterie, on a besoin de quelques suppositions :

- La température de la vapeur est constante durant le transport (on choisit la température maximale qui est à la pression de 7 bar sa valeur est de 165 °C)
- la température de l'air à l'extérieur de la tuyauterie est constante, sa valeur est de 25°C)

On utilise dans les calculs la relation suivante :

$$\Phi = \frac{\pi L(T_i - T_e)}{\frac{1}{h_i d_i} + \frac{1}{2k_{et}} \ln\left(\frac{d_{et}}{d_i}\right) + \frac{1}{2k_{ec}} \ln\left(\frac{d_{et} + 2e_c}{d_{et}}\right) + \frac{1}{h_e d_e}} \quad (\text{IV.35})$$

Avec:  $h_i = 20 \cdot 10^3 \text{ W/m}^2\text{K}$      $h_e = 25 \text{ W/m}^2\text{K}$      $k_t = 16,3 \text{ W/m K}$      $k_c = 0,04 \text{ W/m K}$   
 $e_c = 0,05 \text{ m}$      $T_i = 165 \text{ }^\circ\text{C}$      $T_e = 25 \text{ }^\circ\text{C}$

Les résultats de calcul dans les trois unités sont représentés dans les tableaux ci-dessous

### Unité yaourt

**Tableau IV.21:** Flux de chaleur perdu dans les différents tronçons pour l'unité de yaourt

Tronçon	L (m)	$d_i$ (m)	$d_e$ (m)	$\Phi_{\text{perdu}}$ (J/h)
A-B	50	0,0789	0,0889	8211,078041
D-E	6	0,046	0,048	11376,5779
B-C	3,8	0,046	0,048	7205,16602
B-D	3	0,0789	0,0889	492,664682
D-F	19	0,0789	0,0889	36366,2554

### Unité crème dessert

**Tableau IV.22:** Flux de chaleur perdu dans les différents tronçons pour l'unité de crème dessert.

Tronçon	L (m)	$d_i$ (m)	$d_e$ (m)	$\Phi_{\text{perdu}}$ (J/h)
G-I	35	0,0789	0,0889	5747,755
I-J	8	0,0460	0,048	882,465
H-K	8	0,0789	0,0889	27910,609

**Unité du lait****Tableau IV.23:** Flux de chaleur perdu dans les différents tronçons pour l'unité du lait.

Tronçon	L(m)	d <sub>i</sub> (m)	d <sub>e</sub> (m)	Φ <sub>perdu</sub> (J/h)
L-M	109	0,0789	0,0889	17900,15
M-N	03	0,0789	0,0889	492,664
N-O	09	0,046	0,0480	992,773

**Discussion des résultats**

Les résultats obtenus dans les tableaux ci-dessus qui représente le flux de chaleur perdu pour les trois unités de production, nous ramène à déduire que dans l'unité du yaourt, la perte maximale de flux aura lieu dans le tronçon « D-F », dans le tronçon « H-K » pour l'unité de crème dessert et dans le tronçon « L-M » pour l'unité du lait.

**IV.9 Pertes par condensation**

La diminution de la chaleur latente causée par les pertes thermiques provoque l'apparition d'une quantité d'eau liquide dans la canalisation. On utilise l'équation ci-dessous :

$$q_{m_{con}} = \frac{\Phi_{pe}}{\Delta H_{LV}} \quad (\text{IV.36})$$

Exemple : Calcul de condensat perdu dans le tronçon A-B

On a :

$$\Delta H_{LV} = 2064,9189 \text{ kJ/Kg}$$

$$q_{m_{con}} = \frac{8211,078041}{2064,9189}$$

$$q_{m_{con}} = 3,976465149 \text{ kg/h}$$

Avec la même méthode, on a calculé les pertes par condensation pour tout le réseau de vapeur. Les résultats sont représentés dans les tableaux suivants :

**Unité yaourt****Tableau IV.24:** Pertes par condensat dans les différents tronçons pour l'unité de yaourt

Tronçon	L (m)	$d_i$ (m)	$\Phi_{\text{perdu}}$ (W)	$q_{m(\text{con})}$ (kg/h)
A-B	50	0,0789	8211,078041	3,976465149
D-E	6	0,046	11376,5779	5,50945508
B-C	3,8	0,046	7205,16602	3,48932155
B-D	3	0,0789	492,664682	0,23858791
D-F	19	0,0789	36366,2554	17,6114691

**Unité crème dessert****Tableau IV.25:** Pertes par condensat dans les différents tronçons pour l'unité de crème dessert.

Tronçon	L (m)	$d_i$ (m)	$\Phi_{\text{perdu}}$ (W)	$q_{m(\text{con})}$ (kg/h)
G-I	35	0,0789	5747,755	2,783525604
I-J	8	0,0460	882,465	0,4273607
H-K	8	0,0789	27910,609	13,5165643

**Unité du lait****Tableau IV.26:** Pertes par condensat dans les différents tronçons pour l'unité du lait.

Tronçon	L (m)	$d_i$ (m)	$\Phi_{\text{perdu}}$ (W)	$q_{m(\text{con})}$ (kg/h)
L-M	109	0,0789	17900,15	8,668694025
M-N	03	0,0789	492,664	0,23858791
N-O	09	0,046	992,773	0,48078079

### Commentaire

On remarque, à partir des tableaux 24, 25,26, que la perte dans le tronçon «A-B » est due à la longueur de tronçon, on remarque aussi que dans le tronçon « D-F » que la perte est importante, d'où on trouve les 10 premiers mètres de tronçon ne sont pas calorifugé. Dans le tronçon « B-C » la canalisation n'est pas calorifugée.

### IV.10 Consommation en vapeur

La quantité de vapeur produite pour chaque unité est la somme de quantité de vapeur consommée plus la quantité du condensat perdu.

$$q_{m_{vpro}} = q_{m_{vre}} + q_{m_{con}}$$

Exemple : La vapeur à produire pour chauffer l'eau du pasteurisateur de yaourt est :

$$q_{m_{(vpro)}} = 833,873 + 3,976 + 0,239 + 5,509$$

$$q_{m_{(vpro)}} = 843,597 \text{ kg/h}$$

On procédera de la même manière pour les autres éléments :

**Tableau IV.27 : Consommation en vapeur pour chaque élément.**

Éléments	$q_{m(vp)}$ [kg/h]
Pasteurisateur Y	843,597
Stérilisateur	1152,693
Bâche de lavage (1)	1152,693
Pasteurisateur L	763,365
Bâche de lavage (2)	613,641
Réchauffeurs	603,079
Bâche alimentaire	913,091

### Discussion des résultats

D'après le tableau 27, on remarque que le débit consommé est différent de débit produit, cette différence est causée par les pertes de condensat.

### IV.11 Calcul de la consommation maximale en vapeur pour l'entreprise

Pour trouver la consommation maximale, on a consulté les ingénieurs de production dans l'entreprise Ramdy, qui nous ont expliqué que la pasteurisation ou la stérilisation n'a pas lieu en même temps que le lavage des cuves autrement dit, les différentes actions ne se font pas simultanément, le tableau suivant représente la consommation maximale des éléments qui peuvent fonctionner en même temps :

**Tableau IV.28 :** Besoin maximal de chaque élément.

Éléments	$q_{m(vp)}$ [kg/h]
Pasteurisateur yaourt	843,597
Stérilisateur	1152,693
Pasteurisateur lait	763,365
Réchauffeurs	603,079
Bâche d'alimentation	913,091
Unité de fromage	860
Total	5135,825

### Remarque

D'après les résultats de tableau 28, on remarque que le maximum de consommation de vapeur est de 5135,825 kg/h, cette consommation est inférieure à la quantité produite par les deux générateurs de vapeur.

## IV.12 Bilan énergétique

### IV.12.1 Quantité du condensat

La production minimale de vapeur est de 3000kg/h, cela nous conduit à trouver le condensat minimal perdu :

$$q_{m_{con}} = 3000 - 860$$

$$q_{m_{con}} = 2140 \text{ kg/h}$$

La quantité de condensat minimale perdue est 2140 kg/h

La production maximale de vapeur est 6000 kg/h, cela nous conduit à trouver le condensat maximal perdu.

$$q_{m_{con}} = 6000 - 860$$

$$q_{m_{con}} = 5140 \text{ kg/h}$$

La quantité de condensat maximale perdue est 5140 kg/h

#### IV.12.1.1 Cas ou une seule chaudière en fonctionnement

L'énergie du condensat :

$$\Phi = q_{m_{con}} \times C_e \times \Delta T \quad \text{(IV.37)}$$

$$\Phi = 2140 \times 4,18(151 - 15)$$

$$\Phi = 1\,216\,547,20 \text{ kJ/h}$$

$$\Phi = 337,929 \text{ kW}$$

#### IV.12.1.2 Cas ou les deux chaudières en fonctionnement

$$\Phi = q_{m_{(con)}} \times C_e \times \Delta T$$

$$\Phi = 5140 \times 4,18(151 - 15)$$

$$\Phi = 2\,921\,987,2 \text{ kJ/h}$$

$$\Phi = 811,663 \text{ kW}$$

### IV.12.2 Energie consommée

On utilise La relation ci-dessous pour calculer l'énergie consommée par les différents éléments du réseau vapeur.

$$\Phi = q_{m(e)} \times C_e \times \Delta T \quad (\text{IV.38})$$

Exemple : consommation pour Lavage

La température du service de l'eau est 90°, avec un débit de 12000 kg/h.

$$\Phi = 12000 \times 4,18(90 - 15)$$

$$\Phi = 3762000 \text{ kJ/h}$$

$$\Phi = 1045 \text{ kW}$$

#### IV.12.2.1 Chauffage de la chambre chaude

Pour le calcul des déperditions dans la chambre chaude (les panneaux sandwich comme parois) qui est pour le rôle de garder le produit a une température de 45°C (la température minimale à l'extérieur est 4°C), et pour nous évitons des calculs détailler des déperditions on utiliser l'équation simplifier ci-dessous pour trouver la puissance du radiateur :

$$\Phi_{ch} = G \times V \times \Delta T \quad (\text{IV.39})$$

Avec :

**G** : coefficient global des déperditions thermique qui varie entre 0,5 et 1,5 [W/m<sup>3</sup> °C] selon le type d'isolation [16].

**V** [m<sup>3</sup>] : le volume de la chambre.

Dans notre cas on a choisi la valeur maximale **G**=1,5 pour le coefficient des déperditions et une température minimale de 4°C [Annexe1], pour avoir les déperditions maximales, avec **v**=558m<sup>3</sup>.

$$\Phi = 1,5 \times 558(45 - 4)$$

$$\Phi = 34317 \text{ W}$$

### Energie consommée par les différents éléments de l'installation

**Tableau IV.29:** Energie consommée par les différents éléments de l'installation.

Éléments	Bâches de lavage	Réchauffeurs	Bâche d'alimentation		La chambre chaude
$q_{m(e)}$ [kg/h]	12000	9000	3000	6000	/
$T$ [C°]	90	47	90	90	45
$\Delta T$ [C°/K]	75	32	75	75	41
$\Phi_c$ [W]	1045000	334 400	261 250	522 500	34 317

### Discussion des résultats

D'après le tableau ci-dessus, on remarque que la consommation en énergie est maximale dans les deux bâches de lavage, on constate aussi que la consommation en énergie dans la bâche d'alimentation varie en fonction de la quantité d'eau approvisionnée dans les chaudières.

## VI.13 Proposition de solution

### VI.13.1 Choix de la chaudière

D'après les résultats obtenus dans le tableau 26, la production maximale en vapeur est de 5135,825 kg/h. Cette production est inférieure à la quantité de vapeur produite par les deux chaudières, d'une capacité de 3000 kg/h pour chacune.

Ça nous a ramenés à proposer d'utiliser une chaudière de 3000 kg/h et une autre de 2500kg/h, on garde une marge de sécurité de 364.175 kg/h. Cette solution nous permet de

gagner la quantité d'énergie utilisée pour produire 500 kg/h en vapeur. Ou bien prendre en considération cette quantité de vapeur dans le cas où l'extension de l'entreprise est envisagée.

### VI.13.2 Utilisation du condensat récupéré

La réutilisation des condensats chauds peut conduire à des économies considérables en termes d'énergie et de ressources d'eau, améliorant les conditions de travail et réduisant «l'empreinte carbone» de l'usine.

#### ➤ Réduction des coûts de carburant

Les condensats contiennent une quantité importante de chaleur sensible. Alimenter la chaudière avec des condensats à haute température peut augmenter le rendement de la chaudière, car moins d'énergie thermique est nécessaire pour transformer l'eau en vapeur.

#### ➤ La baisse des dépenses liées à l'eau

Tant que toutes les impuretés accumulées au cours de l'écoulement des condensats sont éliminées, le condensat peut être réutilisé comme eau de chauffage, réduisant les besoins en eau et les coûts de traitements, ainsi que les coûts associés à l'eau froide utilisée à des températures inférieures à celle des condensats avant d'être envoyée aux égouts, le cas échéant.

#### VI.13.2.1 Utilisation de condensat dans la chambre chaude

D'après le tableau 27, on constate que la quantité d'énergie nécessaire pour chauffer la chambre chaude à une température de 45 °C est de 34 317 W. Ce que nous a conduits à proposer de remplacer les résistances électriques utilisées actuellement par un échangeur de chaleur, dans lequel circule le condensat.

#### Calcul de débit de condensat

$$q_{m(\text{con})} \times C_e \times \Delta T = 34317$$

Dans notre calcul, on suppose que la température de condensat à la sortie de l'échangeur est 45 °C. Pour assurer l'échange de chaleur entre l'air et le condensat.

$$q_{m(\text{con})} = \frac{34317}{4,18(151-45)}$$

$$q_{m(\text{con})} = 77,45 \text{ kJ/h}$$

### VI.13.2.2 Utilisation de condensat dans la bache d'alimentation

D'après le tableau 27, on constate que la quantité d'énergie nécessaire pour chauffer la quantité d'eau introduite dans une chaudière de 3000 kg /h est de 261 250 W. Les deux chaudières sont de la même capacité, ce qui nous ramène à utiliser le même échangeur de chaleur pour chacune.

#### Calcul de débit de condensat

Le débit de condensat disponible pour le préchauffage d'eau dans le cas de fonctionnement d'une seule chaudière est 2062,55kg /h, trouver par la relation suivante :

$$q_{m\text{con}(\text{rec})} = q_{m\text{con}(\text{ccc})} - q_{m\text{con}(\text{dis})}$$

Avec :  $q_{m\text{con}(\text{rec})}$  : débit de condensat récupéré.

$q_{m\text{con}(\text{ccc})}$  : débit de condensat consommé dans la chambre chaude.

$q_{m\text{con}(\text{dis})}$  : débit de condensat disponible.

$$2140 - 77,45 = 2062,55$$

$$q_{m\text{con}(\text{dis})} = 2062,55 \text{ kg/h.}$$

#### Dimensionnement de l'échangeur de chaleur

Pour calculer la surface d'échange idéale entre le condensat et l'eau froide, on commence par déduire la température de condensat à la sortie de l'échangeur de chaleur.

On utilise dans le calcul l'égalité de flux :

$$\Phi_{\text{eau}} = \Phi_{\text{con}}$$

$$q_{m(con)} \times C_e \times \Delta T_{con} = - [q_{m(e)} \times C_e \times \Delta T_e] \quad (\text{IV.40})$$

$$\Delta T_{con} = - \left[ \frac{q_{m(e)} \Delta T_e}{q_{m(con)}} \right]$$

$$T_s = T_e - \left[ \frac{q_{m(e)} (T_s - T_e)}{q_{m(con)}} \right]$$

$$T_s = 151 - \frac{3000(90 - 15)}{2062,55} >$$

$$T_s = 41,92 \text{ } ^\circ\text{C}$$

### Calcul de la surface d'échange

Le choix d'utilisation des échangeurs à contre-courant a pour objectif de gagner en débit de condensat et d'avoir une température de sortie du fluide froid supérieur à la température de sortie du fluide chaude

Pour le calcul de la surface idéale de l'échange de chaleur, on utilise la méthode de  $\Delta T_{LM}$  :

$$\Phi = h_g S \frac{\Delta T_s - \Delta T_e}{\ln \left( \frac{\Delta T_s}{\Delta T_e} \right)} \quad (\text{IV.41})$$

Le coefficient global de transfert thermique varie entre 800 et 1700, on choisit la valeur la plus faible pour avoir la surface la plus grande afin d'assurer l'échange de flux de chaleur entre condensats et l'eau d'alimentation.

$$S = \frac{\Phi}{h_g} \times \frac{\ln \left( \frac{\Delta T_s}{\Delta T_e} \right)}{\Delta T_s - \Delta T_e} \quad (\text{IV.42})$$

$$S = \frac{261250}{800} \times \frac{\ln \left( \frac{41,92 - 15}{151 - 90} \right)}{[41,92 - 15] - [151 - 90]}$$

$$S = 7,84 \text{ m}^2$$

La surface nécessaire de l'échangeur chaleur utilisé dans la bache d'alimentation est de 7,84 m<sup>2</sup>.

**Remarque :**

On utilise la même quantité de condensat pour chauffé l'eau d'alimentation de la deuxième chaudière ce qui nous ramène a utilisé le même échangeur.

## Conclusion générale

Durant notre stage au sein de l'entreprise Ramdy-Akbou bejaia et tout au long de notre travail « Etude et dimensionnement de réseau vapeur », nous avons acquis d'innombrables connaissances sur la vapeur d'eau.

L'intitulé de notre mémoire en dit long sur le travail qu'on a pu fournir, en effet nous avons commencé par une étude bibliographique et générale sur les notions de base de la mécanique, thermodynamique, et transfert thermiques, etc..., ensuite nous avons basculé sur la description de l'installation de l'usine Ramdy.

Après l'acquisition des informations et des données nécessaire, on a commencé par l'étude et l'analyse du fonctionnement actuel de l'installation, qui signifient l'étude sur le réseau de vapeur et sur la mise en évidence des paramètres d'exploitation de réseau. Cette partie de travail est consacrée au dimensionnement de l'installation dans le but de satisfaire les besoins de l'entreprise.

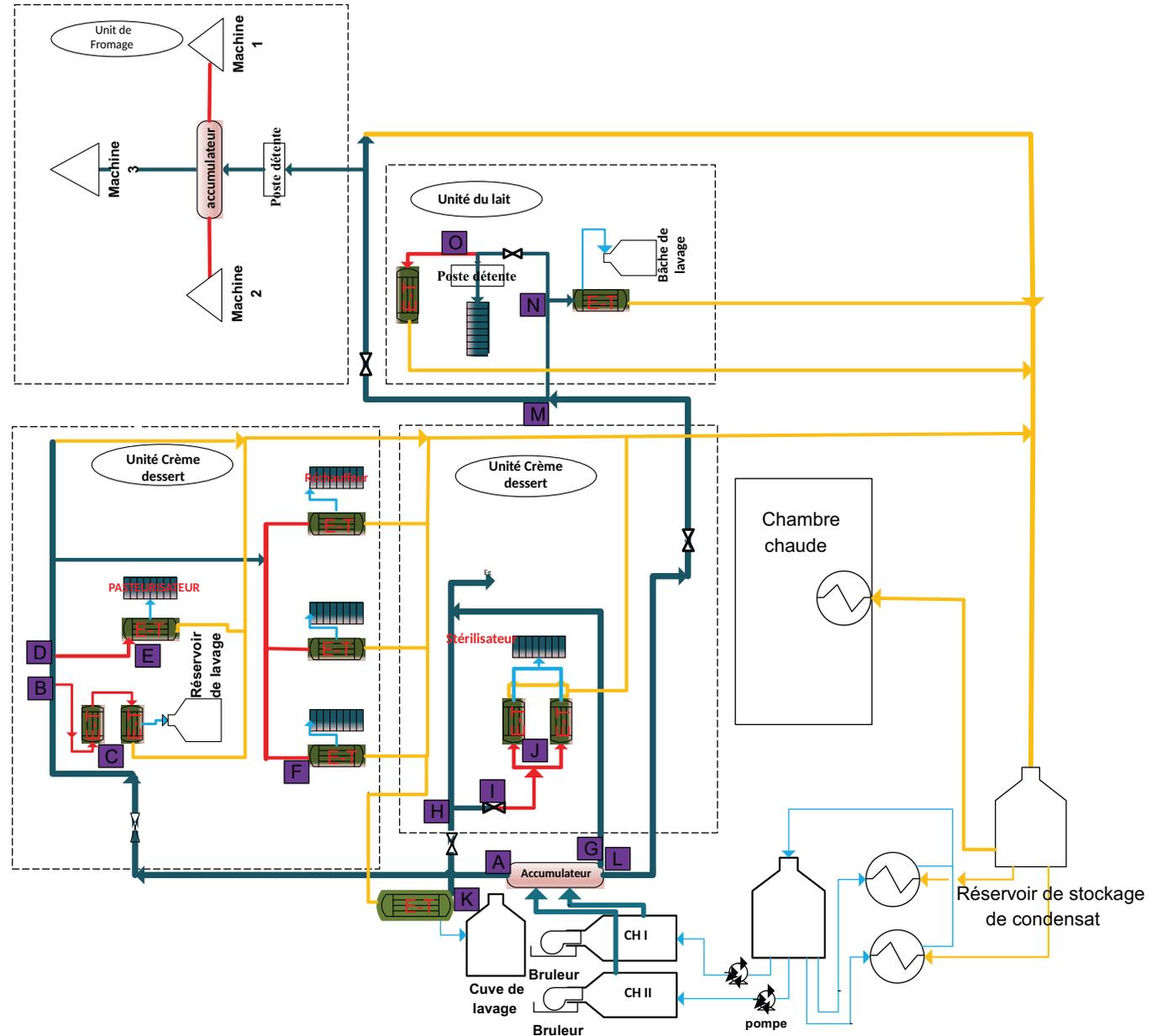
A la fin de notre travail, nous avons constaté que l'installation actuelle est loin d'être satisfaisante. Pour cela nous avons proposé un autre schéma pour l'installation, d'où on a utilisé le condensat récupéré dans diverses fonctions. Premièrement, pour le chauffage de la chambre chaude à la place des résistances électriques. Ensuite, pour le préchauffage d'eau qui alimente les chaudières.

Pour l'avenir, nous souhaitons que des études soient faites sur :

Le dimensionnement bien précis des échangeurs a utilisé pour le chauffage de la chambre chaude. Ainsi que, l'utilisation de condensat pour le chauffage des différents locaux de l'usine durant l'hiver.

# Schéma de réseau vapeur proposé

- Circuit de vapeur calorifugé
- Circuit de vapeur non calorifugé
- Circuit de condensat calorifugé
- Circuit d'eau



## Références bibliographies

- [1] Adolphe Spineux, Étude rationnelle de la distribution de la vapeur dans les machines, Liège/Paris, année 1869.
- [2] Gicquel Renaud, "Systèmes énergétiques, tome 2", Ecole des Mines de Paris, année 2009.
- [3] Spirax Sarco, « Guide pratique », année 2001
- [4] RICHARD Mathieu, Cours pompes, [genie.industriel.iaa.free.fr](http://genie.industriel.iaa.free.fr).
- [5] Anthony GONCALVES, Thèse de développement d'un système de combustion pour les résidus forestiers, année 2010.
- [6] CHRISTOPHE Alleau, Cours « chaudières à vapeur à combustion », Lycée Pilot Innovation International.
- [7] TROUVAY ET CAUVIN, « Vapeur d'eau », TC magazine N° :1,2 ,3.
- [8] PINCEMIN S, Thèse de Elaboration et caractérisations de matériaux composites à hautes performances énergétiques, l'Université de Perpignan, 2007.
- [9] RAINIER HREIZ, thèse « étude expérimentale et numérique de séparateurs gaz-liquide ».
- [10] CHRISTOPHE Alleau, « la vapeur d'eau », lycée Pilot innovation international.
- [11] R.Positello, livre sur la vapeur d'eau industrielle, France, Août 1983.
- [12] cour thermodynamique, « la thermodynamique appliquée au système énergétique », Mines Paris Tech
- [13] <https://www.thermexcel.com/french/ressourc/regulat.htm>, année 2013.
- [14] Mémoire GUELAACHE A/Madjid et BEZZOUH Ali « Etude et conception d'un réseau vapeur », CANDIA-BEJAIA, année 2005.
- [15] R.HREIZ, Cylindriques de type cyclone, Thèse de Doctorat de l'Université de Polytechnique de Lorraine, 2011.
- [16] <https://www.radiateur.electrique.org>.

$$q_{m(con)} \times C_e \times \Delta T_{con} = - \left[ q_{m(e)} \times C_e \times \Delta T_e \right] \quad (\text{IV.40})$$

$$\Delta T_{con} = - \left[ \frac{q_{m(e)} \Delta T_e}{q_{m(con)}} \right]$$

$$T_s = T_e - \left[ \frac{q_{m(e)} (T_s - T_e)}{q_{m(con)}} \right]$$

$$T_s = 151 - \frac{3000(90 - 15)}{2062,55} >$$

$$T_s = 41,92 \text{ } ^\circ\text{C}$$

### Calcul de la surface d'échange

Le choix d'utilisation des échangeurs à contre-courant a pour objectif de gagner en débit de condensat et d'avoir une température de sortie du fluide froid supérieur à la température de sortie du fluide chaude

Pour le calcul de la surface idéale de l'échange de chaleur, on utilise la méthode de  $\Delta T_{LM}$  :

$$\Phi = h_g S \frac{\Delta T_s - \Delta T_e}{\ln \left( \frac{\Delta T_s}{\Delta T_e} \right)} \quad (\text{IV.41})$$

Le coefficient global de transfert thermique varie entre 800 et 1700, on choisit la valeur la plus faible pour avoir la surface la plus grande afin d'assurer l'échange de flux de chaleur entre condensats et l'eau d'alimentation.

$$S = \frac{\Phi}{h_g} \times \frac{\ln \left( \frac{\Delta T_s}{\Delta T_e} \right)}{\Delta T_s - \Delta T_e} \quad (\text{IV.42})$$

$$S = \frac{261250}{800} \times \frac{\ln \left( \frac{41,92 - 15}{151 - 90} \right)}{[41,92 - 15] - [151 - 90]}$$

$$S = 7,84 \text{ m}^2$$

La surface nécessaire de l'échangeur chaleur utilisé dans la bache d'alimentation est de 7,84 m<sup>2</sup>.

**Remarque :**

On utilise la même quantité de condensat pour chauffé l'eau d'alimentation de la deuxième chaudière ce qui nous ramène a utilisé le même échangeur.

## Conclusion générale

Durant notre stage au sein de l'entreprise Ramdy-Akbou bejaia et tout au long de notre travail « Etude et dimensionnement de réseau vapeur », nous avons acquis d'innombrables connaissances sur la vapeur d'eau.

L'intitulé de notre mémoire en dit long sur le travail qu'on a pu fournir, en effet nous avons commencé par une étude bibliographique et générale sur les notions de base de la mécanique, thermodynamique, et transfert thermiques, etc..., ensuite nous avons basculé sur la description de l'installation de l'usine Ramdy.

Après l'acquisition des informations et des données nécessaire, on a commencé par l'étude et l'analyse du fonctionnement actuel de l'installation, qui signifient l'étude sur le réseau de vapeur et sur la mise en évidence des paramètres d'exploitation de réseau. Cette partie de travail est consacrée au dimensionnement de l'installation dans le but de satisfaire les besoins de l'entreprise.

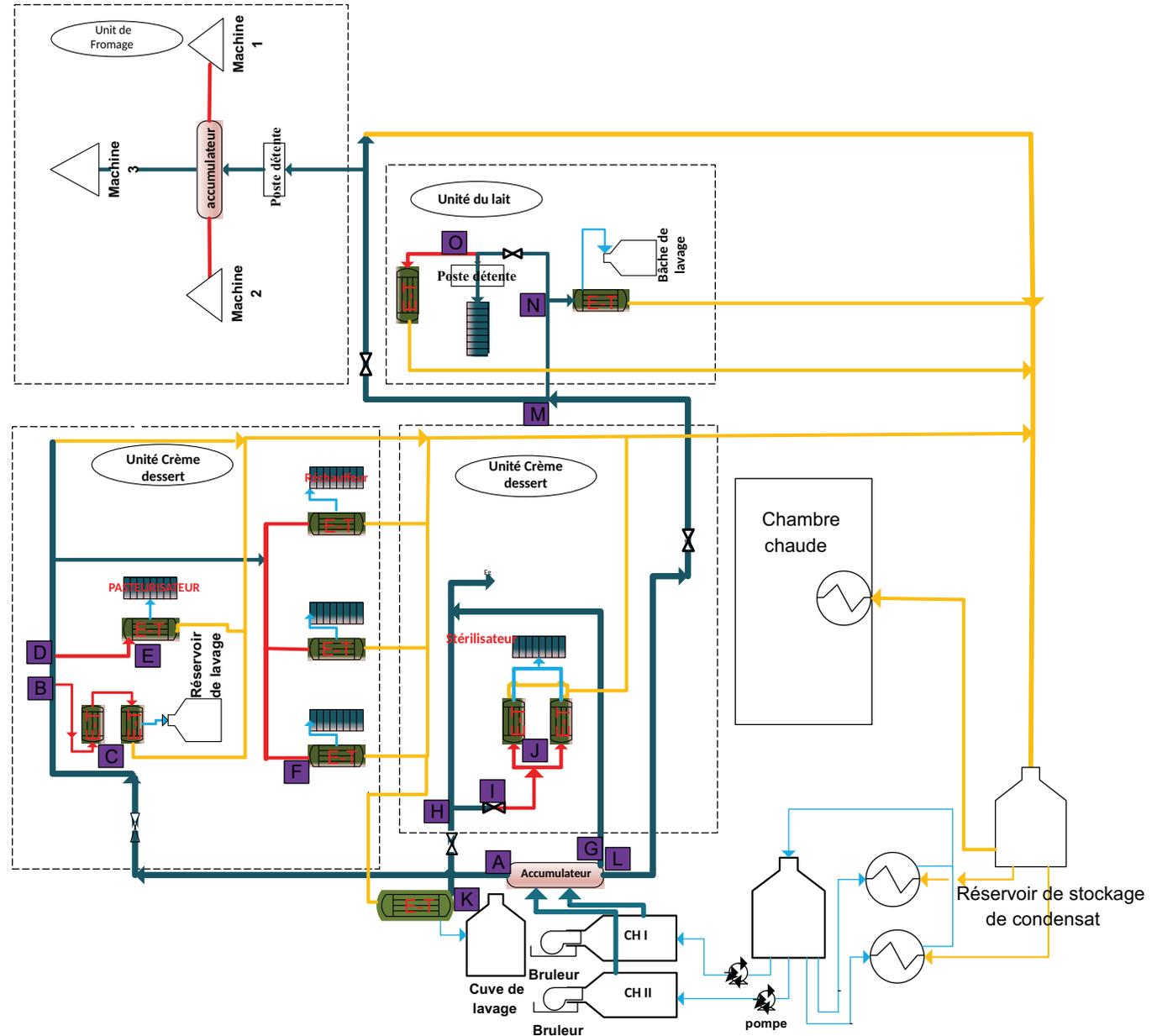
A la fin de notre travail, nous avons constaté que l'installation actuelle est loin d'être satisfaisante. Pour cela nous avons proposé un autre schéma pour l'installation, d'où on a utilisé le condensat récupéré dans diverses fonctions. Premièrement, pour le chauffage de la chambre chaude à la place des résistances électriques. Ensuite, pour le préchauffage d'eau qui alimente les chaudières.

Pour l'avenir, nous souhaitons que des études soient faites sur :

Le dimensionnement bien précis des échangeurs a utilisé pour le chauffage de la chambre chaude. Ainsi que, l'utilisation de condensat pour le chauffage des différents locaux de l'usine durant l'hiver.

# Schéma de réseau vapeur proposé

- Circuit de vapeur calorifugé
- Circuit de vapeur non calorifugé
- Circuit de condensat calorifugé
- Circuit d'eau



## Références bibliographies

- [1] Adolphe Spineux, Étude rationnelle de la distribution de la vapeur dans les machines, Liège/Paris, année 1869.
- [2] Gicquel Renaud, "Systèmes énergétiques, tome 2", Ecole des Mines de Paris, année 2009.
- [3] Spirax Sarco, « Guide pratique », année 2001
- [4] RICHARD Mathieu, Cours pompes, [genie.industriel.iaa.free.fr](http://genie.industriel.iaa.free.fr).
- [5] Anthony GONCALVES, Thèse de développement d'un système de combustion pour les résidus forestiers, année 2010.
- [6] CHRISTOPHE Alleau, Cours « chaudières à vapeur à combustion », Lycée Pilot Innovation International.
- [7] TROUVAY ET CAUVIN, « Vapeur d'eau », TC magazine N° :1,2 ,3.
- [8] PINCEMIN S, Thèse de Elaboration et caractérisations de matériaux composites à hautes performances énergétiques, l'Université de Perpignan, 2007.
- [9] RAINIER HREIZ, thèse « étude expérimentale et numérique de séparateurs gaz-liquide ».
- [10] CHRISTOPHE Alleau, « la vapeur d'eau », lycée Pilot innovation international.
- [11] R.Positello, livre sur la vapeur d'eau industrielle, France, Août 1983.
- [12] cour thermodynamique, « la thermodynamique appliquée au système énergétique », Mines Paris Tech
- [13] <https://www.thermexcel.com/french/ressourc/regulat.htm>, année 2013.
- [14] Mémoire GUELAACHE A/Madjid et BEZZOUH Ali « Etude et conception d'un réseau vapeur », CANDIA-BEJAIA, année 2005.
- [15] R.HREIZ, Cylindriques de type cyclone, Thèse de Doctorat de l'Université de Polytechnique de Lorraine, 2011.
- [16] <https://www.radiateur.electrique.org>.

## **Résumé**

Notre travail dans ce mémoire a été élaboré par un stage pratique au sein de l'entreprise Ramdy, dans l'objectif principal est de faire une étude et dimensionnement de réseau vapeur. On commençant par une étude sur les différents éléments de l'installation afin de définir les paramètres de fonctionnement. Après les calculs on a conclu que l'installation est loin d'être satisfaisante.

A la fin de ce travail, on a proposé plusieurs solutions pour améliorer le rendement de cette installation, suivi par une proposition d'un schéma exploitable.

## **Abstract**

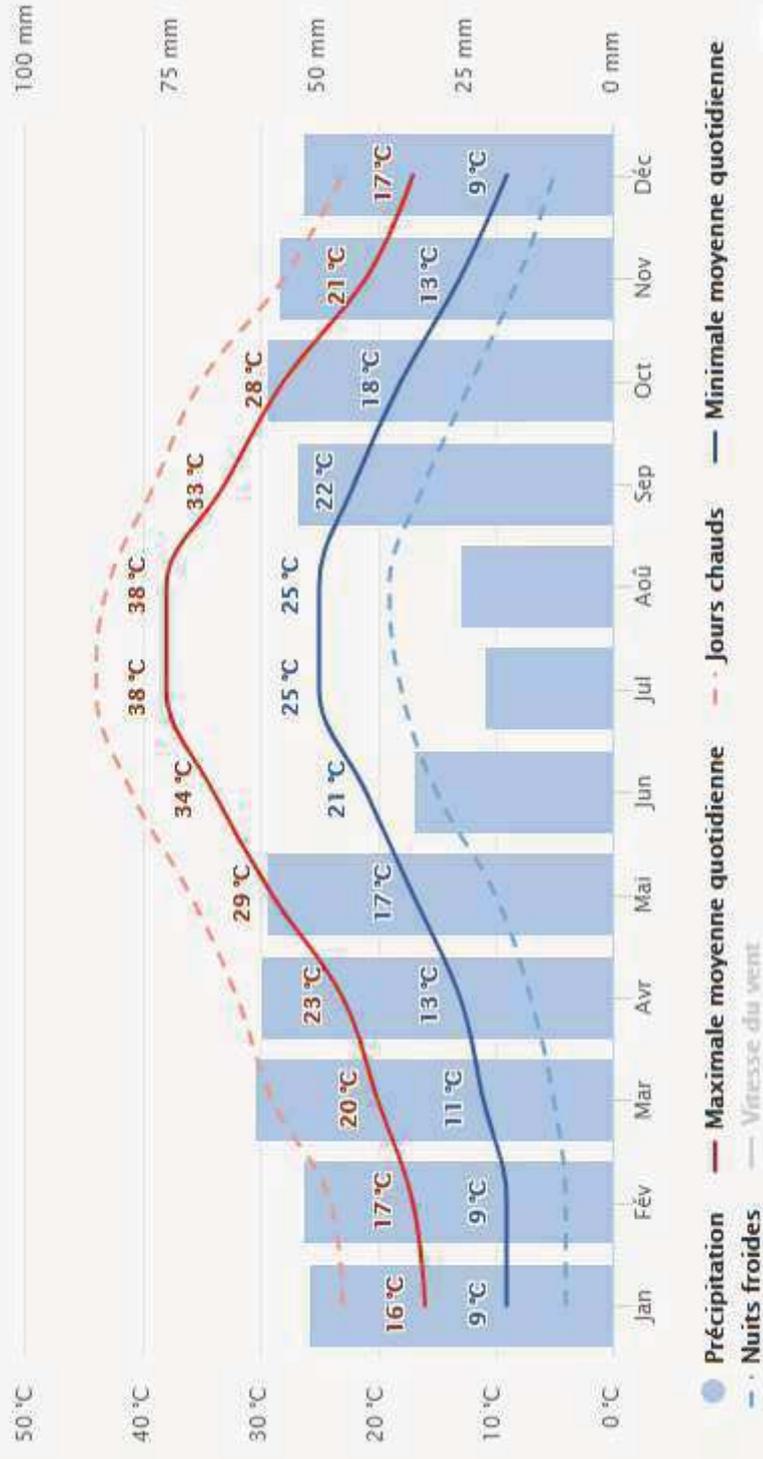
Our work in this thesis was elaborated by a practical training within the company Ramdy, with the main objective is to do a study and dimensioning of steam network. Starting with a study of the various elements of the installation in order to define the operating parameters. After the calculations it was concluded that the installation is far from satisfactory.

At the end of this work, several solutions have been proposed to improve the efficiency of this installation, followed by a proposal of an exploitable scheme.

Pression absolue bars	Température de vaporisation °C	Eau		Vapeur saturée			
		Chaleur massique kJ/kg/°	Enthalpie massique à temp. de vaporisation kJ/kg	Enthalpie massique de vaporisation kJ/kg	Enthalpie massique totale kJ/kg	Masses volumique Vapeur saturée kg/m <sup>3</sup>	Chaleur Spécifique Vapeur kJ/kg/°
1	99,63	4,1906	417,51	2257,9	2675,4	0,5903	2,0267
1,0133	100,00	4,1906	419,06	2256,9	2676,0	0,5977	2,0415
1,2	104,81	4,1919	439,36	2244,1	2683,4	0,7000	2,0476
1,5	111,37	4,1944	467,13	2226,2	26393,4	0,8630	2,0768
1,8	116,93	4,1965	490,70	2210,8	2701,5	1,0230	2,1037
2	120,23	4,1978	504,70	2201,6	2706,3	1,1294	2,1208
2,2	123,27	4,1991	517,63	2193,0	2710,6	1,2350	2,1372
2,5	127,43	4,2011	535,34	2181,0	2716,4	1,3920	2,1607
2,8	131,20	4,2031	551,45	2170,1	2721,5	1,5480	2,1835
3	133,54	4,2042	561,43	2163,2	2724,7	1,6513	2,1981
3,5	138,87	4,2073	584,28	2147,4	2731,6	1,9080	2,2331
4	143,62	4,2102	604,67	2133,0	2737,6	2,1636	2,2664
4,5	147,92	4,2128	623,16	2119,7	2742,9	2,4201	2,2983
5	151,84	4,2158	640,12	2107,4	2747,5	2,6688	2,3289
5,5	155,46	4,2183	655,78	2095,9	2751,7	2,9197	2,3885
6	158,84	4,2207	670,42	2085,0	2755,5	3,1696	2,3873
6,5	161,99	4,2232	684,12	2074,7	2758,8	3,4188	2,4152
7	164,96	4,2256	697,06	2064,9	2762,0	3,6670	2,4424
7,5	167,75	4,2283	709,29	2055,5	2764,8	3,9185	2,4690
8	170,41	4,2306	720,94	2046,5	2767,5	4,1615	2,4951
8,5	172,94	4,2328	732,02	2037,9	2769,9	4,4092	2,5206
9	175,36	4,2349	742,64	2029,5	2772,1	4,6555	2,5456
9,5	177,66	4,2374	752,81	2020,9	2775,0	4,9020	2,5702
10	179,88	4,2395	762,61	2013,6	2776,2	5,1467	2,5944
11	184,07	4,2437	781,13	1998,5	2779,7	5,6370	2,6418
12	187,96	4,2479	798,43	1984,3	2782,7	6,1275	2,6878
13	191,61	4,2519	814,70	1970,7	2785,4	6,6181	2,7327
14	195,04	4,2559	830,08	1957,7	2787,8	7,1073	2,7767
15	198,29	4,2598	844,67	1945,2	2789,9	7,5930	2,8197

M. Tournereau - Mai 2014

## Températures et précipitations moyennes









## **Résumé**

Notre travail dans ce mémoire a été élaboré par un stage pratique au sein de l'entreprise Ramdy, dans l'objectif principal est de faire une étude et dimensionnement de réseau vapeur. On commençant par une étude sur les différents éléments de l'installation afin de définir les paramètres de fonctionnement. Après les calculs on a conclu que l'installation est loin d'être satisfaisante.

A la fin de ce travail, on a proposé plusieurs solutions pour améliorer le rendement de cette installation, suivi par une proposition d'un schéma exploitable.

## **Abstract**

Our work in this thesis was elaborated by a practical training within the company Ramdy, with the main objective is to do a study and dimensioning of steam network. Starting with a study of the various elements of the installation in order to define the operating parameters. After the calculations it was concluded that the installation is far from satisfactory.

At the end of this work, several solutions have been proposed to improve the efficiency of this installation, followed by a proposal of an exploitable scheme.