

République Algérienne Démocratique et Populaire
Ministère de l'Enseignement Supérieur et de la Recherche Scientifique



Ecole Nationale Polytechnique
Département de Génie Mécanique

Mémoire du projet de fin d'études d'ingénieur

Thème

**Analyse d'un processus de dessalement d'eau de
mer par utilisation des gaz d'échappement
issus d'une turbine à Gaz**

Présenté par :

M. ALAOUI

Proposé et Dirigé par :

S. LARBI

Promotion : juin 2008

Dédicaces

Je dédie ce travail à :

Mes parents,

Mon frère Malik, Ma sœur Meriem, Ma sœur Yasmine et son mari Hamid,

Mon petit neveu Manil,

Ma tante Tata Leila,

Mes amis : Amina, Azzeddine, Boudj, Cherif, Djazia, Douja, Louisa, Mounir, Mustapha, Nazim, Rym, Yanis, Zico.

Je dédie ce travail à tous ceux qui se sentiront honorés par l'accomplissement de ce projet.

Alaoui Mehdi

REMERCIEMENTS

Tout d'abord je tiens à exprimer mes vifs remerciements à Monsieur LARBI pour sa grande disponibilité et ses conseils avis qui ont été d'une grande utilité et m'ont permis de réaliser mon projet.

Un grand merci à Monsieur Bahloul pour m'avoir conseillé et orienté tout au long de l'élaboration de mon étude.

J'adresse également mes remerciements à tous les membres du jury qui ont pris le soin de consulter mon document.

Enfin, je ne terminerai pas sans remercier tous les enseignants du Département pour la qualité de leurs cours ainsi que toutes les personnes qui m'ont aidé et soutenu.

Alaoui Mehdi

ملخص:

يتمثل هدا المشروع النهائي في دراسة إمكانية توليد الكهرباء والماء المقطر من خلال تصريف الغازات المحروقة على مستوى العنفة الغازية. في بداية العمل تعرفنا وحجمنا جميع طاقات المعدات الجديدة التي وضعت (الانعاش المراجل، العنفات البخارية، المبدلات الحرارية، ووحدة تحلي ل المياه) في إطار إنتاج الكهرباء والماء المقطر. في المرحلة الثانية تحدثنا عن مساهمتنا في حماية البيئة من خلال تخفيض معدل انبعاث ثاني أكسيد الكربون وأخيرا ختمنا مشروعنا بإنجاز دراسة تقنية اقتصادية.

كلمات مفتاحية:

العنفة البخارية، المبدلات الحرارية، وحدة تحلي المياه، دراسة تقنية اقتصادية.

Résumé :

Le travail présenté dans le cadre de ce projet de fin d'études est relatif à l'analyse d'un processus de dessalement d'eau de mer par utilisation des gaz d'échappement issus d'une turbine à gaz d'une centrale thermique.

En premier lieu, nous avons dimensionné toutes les nouvelles installations qu'en a mises en place (chaudière de récupération, turbine à vapeur, échangeur de chaleur, et unité de dessalement) en termes de puissances et de quantité d'électricité et d'eau dessalée produites.

Dans la seconde étape, nous nous sommes intéressés à l'aspect protection de l'environnement par diminution de façon significative du taux de rejet de CO₂.

Nous avons terminé notre étude par une étude technico-économique du projet.

Mots clés :

Turbine à vapeur, échangeur de chaleur, unité de dessalement, Multi Stage Flash (MSF), étude technico-économique.

Abstract:

The work presented in the context of this final project is on the analysis of a process of desalination of seawater using exhaust from a gas turbine thermal power

Firstly, we sized all new facilities that has put in place (recovery boiler, steam turbine, heat exchanger, and desalination unit) under Powers and quantity of electricity and desalinated produced. In the second stage, we are interested in the protection aspect of the environment by reducing significantly the rate of release of CO₂. We completed our study by a techno-economic study of the project.

Keywords :

Gas turbine, heat exchanger, desalination unit, Multi Stage Flash (MSF), techno-economic study,

Table des matières

INTRODUCTION GENERALE.....	13
1. GENERALITES SUR LES PROCEDES DE DESSALEMENT.....	17
1.1. Différents procédés de dessalement	17
1.1.1. Distillation à compression de vapeur	19
1.1.2. Distillation à effets multiples	20
1.1.3. Distillation par détente successives ou multi flash (MSF).....	21
1.2. Les procédés de dessalement par membranes	22
1.2.1. L'osmose inverse	22
1.2.2. L'électrodialyse.....	24
2. LA COGENERATION	27
2.1. Historique	27
2.2. Principe de la cogénération	28
2.3. Différents types d'installation	29
2.4. Avantages de la cogénération.....	31
2.5. Différentes technologies de cogénération	32
2.5.1. Le moteur à gaz.....	32
2.5.2. Turbine à gaz.....	33
2.5.3. Turbine à vapeur	35
3. ETUDE D'UN EXEMPLE DE COGENERATION	39
3.1. Problématique.....	39
3.2. La centrale électrique du HAMMA	40
3.2.1. Conditions d'exploitation actuelle	42
3.2.2. Les rendements de la centrale : du compresseur, de la turbine et du cycle	42
3.2.3. Puissance électrique produite et flux de chaleur évacué par la cheminée ..	45
3.3. Conception du projet : unité de dessalement couplée à la centrale électrique ...	46
3.3.1. Choix du Procédé de dessalement.....	46
3.3.2. Description de l'unité et de son fonctionnement	47
4. DIMENSIONNEMENT DU PROJET	50
4.1. Dimensionnement des équipements liés à la centrale électrique	50
4.1.1. La chaudière.....	50
a. Description.....	50
b. Calcul du débit d'eau à l'entrée de la chaudière.....	52
4.1.2. La turbine à vapeur	54
a. Turbine à condensation.....	54

b.	Turbine à contre pression	56
4.1.3.	L'échangeur de chaleur	57
a.	Définition :.....	57
b.	Classifications des échangeurs	58
c.	Bilan thermique d'un échangeur.....	58
d.	Calcul du flux de chaleur.....	59
4.1.4.	Calcul du rendement	59
4.2.	Dimensionnement de l'unité MSF	60
4.2.1.	Détermination du nombre d'unités MSF	61
4.2.2.	Capacité de stockage de l'eau douce	67
5.	PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT	71
5.1.	Impact des Installations industrielles	71
5.1.1.	Nature des impacts et leur effet	72
5.1.2.	Mesures de compensation ou de protection	74
a.	Mesures contre les émissions de chaleur.....	74
b.	Mesures contre les nuisances sonores	74
5.2.	Impacts environnementaux	75
5.2.1.	Quantification des impacts.....	75
5.2.2.	Mesures de compensation des impacts	76
c.	Réduction des effets dans le cas de la cogénération.....	76
d.	Estimation des coûts des mesures.....	77
•	Base de l'estimation	77
•	Calcul des coûts économisés.....	77
6.	ETUDE TECHNICO-ECONOMIQUE	80
6.1.	Méthodologie	80
6.1.1.	La décision d'investissement	80
6.1.2.	Bénéfice actualisé d'une opération d'investissement	82
6.2.	Application au cas du Projet.....	83
6.2.1.	Les options alternatives.....	83
6.2.2.	Coût de l'investissement	84
6.3.	Bilan d'exploitation.....	85
6.3.1.	Charges annuelles d'investissement (amortissement)	85
6.3.2.	Charges d'exploitation	85
a.	Frais d'exploitation variables	85
b.	Frais d'exploitation fixes	85

6.3.3.	Calcul du prix de revient dans les deux options	86
•	Option 1	86
•	Option 2	87
6.3.4.	Bilan économique actualisé	88
•	Calcul du bénéfice actualisé.....	89
•	Calcul du taux de rentabilité interne (TRI) de l'option 2.....	90
CONCLUSION GENERALE.....		93

Liste des figures

Figure II- 1: Comparaison : production séparée, cogénération [17].	28
Figure II- 2 : Unité a double fin[5].....	29
Figure II- 3: Unité autonome où a simple fin [5]	30
Figure II- 5: Schéma d'un moteur à combustion de gaz [17].....	32
Figure II- 6: schéma représentant une installation d'une turbine à gaz [17].....	34
Figure II- 7:schéma représentant le principe d'une turbine à vapeur avec récupération des gaz d'échappements de la TAG [17]	36
Figure III- 1:Schéma de principe d'un système à cycle combiné	40
Figure III- 2: Schéma de la configuration actuelle de la centrale électrique du Hamma	42
Figure III- 3:Diagramme température-Entropie d'un cycle combiné	43
Figure III- 4:Configuration de l'installation projetée.....	47
Figure IV- 1:Schéma d'une chaudière de récupération [22]	50
Figure IV- 2:Diagramme T-S des deux turbines à vapeur	54
Figure IV- 3 : Schéma de principe de l'unité de dessalement MSF.....	62
Figure IV- 4:Evolution du flux de chaleur cédé à l'unité MSF en fonction de la température de sortie de l'échangeur T_e (°C)	66

Liste des tableaux

Tableau II- 1: Caractéristiques des installations de cogénération à turbine à gaz [15]	35
Tableau II- 2: Comparaison : turbine à vapeur avec et sans cogénération [15]	37
Tableau III- 1: Caractéristiques de la centrale du Hamma	41
Tableau IV- 1 : Calcul des différentes puissances utiles et effectives	55
Tableau IV- 2 : Calcul des différentes puissances utiles et effectives	57
Tableau IV- 3: Caractéristiques d'un échangeur[23].....	58
Tableau IV- 4 : Calcul des différentes températures d'eau à l'entrée de l'échangeur	65
Tableau IV- 5 : Tableau récapitulatif (température, pression, volume spécifique et chaleur latente) cellules.....	67
Tableau IV- 6 : Capacité de production de vapeur dans l'unité.....	68
Tableau V- 1: Différents types d'émissions pouvant être générés par une centrale thermique Processus [25]	71
Tableau V- 2:Concentrations possibles de polluants dans les gaz non épurés [26].....	73
Tableau V- 3 : Analyse des fumées et des débits rejetés actuellement	75
Tableau V- 4 : Analyse des fumées par intégration de la cogénération dans le processus	76
Tableau V- 5 : Taxes à payer dues aux dégagements de gaz en Europe [27]	77
Tableau V- 6 : Concentrations possibles de polluants dans les gaz non épurés [27].....	77
Tableau V- 7 : Récapitulatif des gains de CO2 en (kg/s) et en (tonne/an).....	77
Tableau V- 8: Taxes à payer pour les rejets des NOX	78
Tableau VI - 1:Récapitulatif des dépenses et recettes durant les années	82
Tableau VI- 2:Caractéristiques techniques des installations et investissement	84
Tableau VI- 3 : Coût des installations pour chaque option (unité \$)	85
Tableau VI- 4 : Tableau représentant les charges d'exploitation	86
Tableau VI- 5 : Calcul du bénéfice actualisé pour l'option 1	89
Tableau VI- 6 : Calcul du bénéfice actualisé pour l'option 2	90

NOMENCLATURE

a	Coefficient d'annuité	
$\overline{B1}$	Bénéfice actualisé de L'option 1	(\$)
$\overline{B2}$	Bénéfice actualisé de l'option 2	(\$)
$\overline{B1}$	Bénéfice actualisé de L'option 1	(\$)
$\overline{B2}$	Bénéfice actualisé de l'option 2	(\$)
C	Quantité de vapeur produite	(kW)
C_{pf}	Chaleur massique du fluide froid	(kJ/kg.k)
C_{pc}	Chaleur massique du fluide chaud	(kJ/kg.k)
C_{pf}	Coefficient de chaleur à pression constante	(kJ/kg.K)
C_i	Charges d'investissement	(\$)
C_e	Charges annuelles d'exploitation	(\$)
$\sum \overline{C}$	Charges annuelles pour l'option 1	(\$)
$\sum C$	Charges annuelles pour l'option 2	(\$)
C_P	Capacité calorifique à pression constante	(kJ/kg.k)
D_i	Dépenses par année	(\$)
D	Débit de l'eau distillée	(m ³ /j)
h_{si}	Enthalpie de sortie de la vapeur surchauffée de la chaudière	(kJ/kg)
h_{ei}	Enthalpie d'entrée de l'eau dans la chaudière	(kJ/kg)
h_{hp}	Enthalpie haute pression à l'entrée de la turbine à vapeur	(kJ/kg)
$h_{bp \text{ réel}}$	Enthalpie de sortie réel de la turbine à vapeur	(kJ/kg)
$h_{bp \text{ isen}}$	Enthalpie de sortie isentropique de la turbine à vapeur	(kJ/kg)
h_{vap}	Enthalpie de la vapeur à l'entrée de l'échangeur	(kJ/kg)
h_{cond}	Enthalpie de l'eau de condensation à la sortie de l'échangeur	(kJ/kg)
I	Investissement global de l'installation	(\$)
ΔI	Gain environnement	(\$)
\dot{m}_g	Débit massique du gaz naturel	(kg/s)
\dot{m}_e	Débit d'eau à l'entrée de la chaudière	(kg/s)
m_c	Débit massique du fluide chaud	(kg/s)
m_f	Débit massique du fluide froid	(kg/s)
m_1	Débit de l'eau évaporée	(kg/s)
N_a	Durée d'amortissement économique	(an)
n_{cr}	Nombre de chaudière de récupération	
P	Prix de reviens de l'électricité produite	(\$/kWh)
P_{hp}	Haute pression entrée turbine à vapeur	(bar)
P_{eff}	Puissance effective	(KW)
P_{bp}	Basse pression sortie turbine à vapeur	(bar)
P_{utile}	Puissance utile de la turbine à gaz	(kW)
PCI	Pouvoir calorifique inférieur	(kJ/kg)
Q'_H	Puissance calorifique fournie par le combustible	(W)
Q_{CR}	Quantité de chaleur libérer par la chaudière	(KW)
Q	Variation totale d'enthalpie du fluide primaire	(kJ/kg)
Q	Quantité de combustible consommée	(th)
Q_a	Quantité d'eau produite	(m ³ /an)
Q_e	Quantité d'électricité produite	GWh

R_i	Recettes par année	(\$)
r	Taux de rentabilité interne	
S_{si}	Entropie de sortie de la vapeur surchauffée de la chaudière	(kJ/kg.k)
\dot{S}_{tav}	Entropie dans la turbine à vapeur	(kJ/kg.k)
$T_{e\text{ éch}}$	Température d'échappement à l'entrée de la chaudière	(° C)
$T_{s\text{ éch}}$	Température d'échappement à la sortie de la chaudière	(° C)
T_{si}	Température de sortie de la vapeur surchauffée de la chaudière	(° C)
T_{ei}	Température d'entrée de l'eau dans la chaudière	(° C)
$T_{s\text{ tav}}$	Température de sortie de la vapeur BP dans la turbine à vapeur	(° C)
$T_{e\text{ tav}}$	Température d'entrée de la vapeur HP dans la turbine à vapeur	(° C)
$T_{s\text{ échangeur}}$	Température de sortie de l'échangeur de chaleur	(° C)
$T_{e\text{ échangeur}}$	Température d'entrée de l'échangeur de chaleur	(° C)
t_i	Températures de l'eau de mer à l'entrée et sortie des condenseurs	(° C)
T_i	Températures de la vapeur à l'entrée et sortie des chambres flash	(° C)
Taux	Taux d'actualisation	
w	Débit massique de l'eau de mer	(kg/s)
x_i	Capacité de production de vapeur	
X_e	Prix de l'électricité vendu	(\$/kWh)
Y	Prix de vente de l'eau produite	(\$/m ³)
η_{th}	Rendement thermodynamique	
η_{isen}	Rendement isentropique de la turbine à vapeur	
η_G	Rendement globale	
η_{EE}	Rendement électrique équivalent	
η_{cc}	Rendement thermodynamique du cycle combiné	
η_g	Rendement de la turbine à gaz	
η_v	Rendement de la turbine à vapeur	
θ_{ec}	Température d'entrée du fluide chaud	(° C)
θ_{sc}	Température de sortie du fluide chaud	(° C)
$\overline{\theta}_{ef}$	Température d'entrée du fluide froid	(° C)
$\overline{\theta}_{sf}$	Température de sortie du fluide froid	(° C)
Φ	Flux de chaleur dégagé	(kW)
ε	Efficacité du générateur de vapeur	
Φ	Flux de chaleur	(kW)

Introduction générale

INTRODUCTION GENERALE

La question de la maîtrise des disponibilités des ressources en eau face aux besoins croissants de la population est d'actualité et constitue l'objet de diverses politiques régionales et nationales. Comme dans la plupart des pays de l'hémisphère Sud, l'Algérie est confrontée à ce problème. Après avoir développé les infrastructures de captage et de mobilisation des ressources hydriques superficielles ou souterraines à travers la réalisation de nombreux barrages, retenues colinéaires, puits, forages et des grands ouvrages de transfert, l'état a opté pour le recours à des moyens complémentaires pour satisfaire les besoins de la population dans la situation actuelle et future, à travers les installations de dessalement d'eau de mer [1].

L'augmentation des besoins en eau a concerné à la fois la demande en alimentation en eau potable des populations et la demande des utilisateurs des secteurs industriels et agricoles, ces derniers moins exigeants en qualité que les premiers, ne constituant certainement pas des consommateurs dont la satisfaction en eau en qualité est une condition incontournable, mais leurs besoins en eau sont largement justifié pour des raisons de développement économique.

De plus, pour des raisons liées à la protection de l'environnement, telles que convenues dans les accords de Kyoto, les manques grandissants des ressources en eau et de leur différents usages, industriel, agricole et ménager, font l'objet de recherches et d'applications nouvelles sous tenues par l'objectif d'économie d'énergie et de préservation de l'environnement. Le dessalement d'eau de mer est la technique la plus performante pour atteindre ces objectifs. Initiée depuis les années 1950 aux USA, elle a permis de suppléer aux aléas de la pluviométrie et des limites que celle-ci impose aux réserves hydriques traditionnelles (eau de surface et nappes phréatiques). Cinquante ans plus tard, la production mondiale d'eau douce à partir d'eaux saumâtres ou salées dépasse $25 \cdot 10^6 \text{ m}^3/\text{jour}$. Les principaux pays producteurs sont par ordre d'importance décroissante : l'Arabie saoudite (25 %), les Etats-Unis (15 %), les émirats Arabes unis (10 %) et le Koweït (5 %) [2].

En admettant une consommation moyenne de (250 L / J / Hab.), on estime à l'heure actuelle la population mondiale desservie par les usines de dessalement à un total de 100 millions d'habitants. De ce point de vue, l'importance de l'industrie du dessalement reste faible mais enregistre actuellement une croissance de l'ordre de 8 % par an. La production est

soutenue par une demande toujours en hausse et une baisse du prix de revient de l'eau produite à partir du dessalement de l'eau de mer [1].

En Algérie pour faire face à la croissance attendue de la demande en eau, les pouvoirs publics ont optés pour l'utilisation des procédés de dessalements d'eau de mer en complément aux systèmes conventionnels déjà existants (barrage et nappe). En effet vue la présence de nombreuses agglomérations le long du littoral (1200km), ce système présente un avantage de proximité. En plus de celles déjà existantes l'Etat Algérien a prévu la réalisation de 43 nouvelles usines de dessalement d'ici 2019 en vue de subvenir aux besoins de la population. La station du Hamma nouvellement mise en service et inaugurée le 24 février 2008 localisée à Alger présente une capacité de 200.000 m³/ jour. Elle permet de contribuer à l'alimentation permanente des populations de la capitale [3].

A travers ce projet de fin d'études, nous tenterons d'examiner la possibilité d'exploiter l'énergie thermique des rejets de gaz de la station thermique du Hamma à des fins de production d'eau par dessalement d'eau de mer. L'option retenue pour notre étude est de combiner par un système de cogénération une production d'électricité et de chaleur pour le dessalement d'eau de mer. Nous présenterons une évaluation du coût du projet, ainsi que sa faisabilité technique et économique. Par cette étude, nous tenterons d'apporter notre contribution à la recherche de solutions les plus adaptées au problème d'eau en Algérie.

La démarche adoptée pour la réalisation de ce travail a été conduite selon plusieurs étapes.

1-Une recherche bibliographique.

2-Une analyse des conditions de fonctionnement des installations existantes.

3-La formulation d'une problématique avec des objectifs et une méthodologie.

4-La conception d'un système de jumelage d'installations combinant une production d'électricité et d'eau distillée.

Le travail présenté est alors réparti suivant le plan ci-dessous :

- Une introduction générale ;
- Au chapitre I nous présenterons les différents procédés de dessalement d'eau de mer ;
- Au chapitre II nous définirons le système de cogénération.
- Au chapitre III nous présenterons la problématique adoptée.
- Le chapitre IV sera relatif au dimensionnement du projet.

- Le chapitre V nous aborderons les aspects liés à la protection de l'environnement ;
- Au chapitre VI nous ferons une comparaison technico-économique des différentes options retenues ;
- Une conclusion générale sera présentée à l'issue de notre étude.

Chapitre I
Généralités sur les procédés
de dessalement

1-GENERALITES SUR LES PROCEDES DE DESSALEMENT

Lors du premier symposium d'Athènes en 1962, plusieurs procédés de dessalement ont été recensés et mis en application dans de nombreuses usines de dessalement à travers le monde. Actuellement, la plupart des procédés utilisés mettent en jeu des techniques très performantes [4].

On peut classer à l'heure actuelle deux types de techniques qui sont utilisées par l'industrie de dessalement : celle utilisant la technique de la distillation et celle de la filtration par membrane. Ces deux systèmes présentent des variantes tant du point de vue source d'énergie que des différents procédés utilisés. De même qu'il existe deux types d'installations :

- celle dite à simple fin qui ne produit que de l'eau distillée
- celle dites mixte utilisant un processus de couplage permettant une production concomitante d'électricité et de d'eau dessalée.

Nous présenterons dans ce chapitre la classification des procédés de dessalement appliqués industriellement selon le principe physique ou chimique appliqué, selon l'énergie utilisée et selon le montage à simple ou à double effet.

1.1. Différents procédés de dessalement

Il existe trois procédés de dessalement utilisant :

- le changement de phase.
- la filtration, basée sur.
- les transformations chimiques.

Le schéma ci-dessous donne la classification de techniques actuelles selon chacun de ces principes.

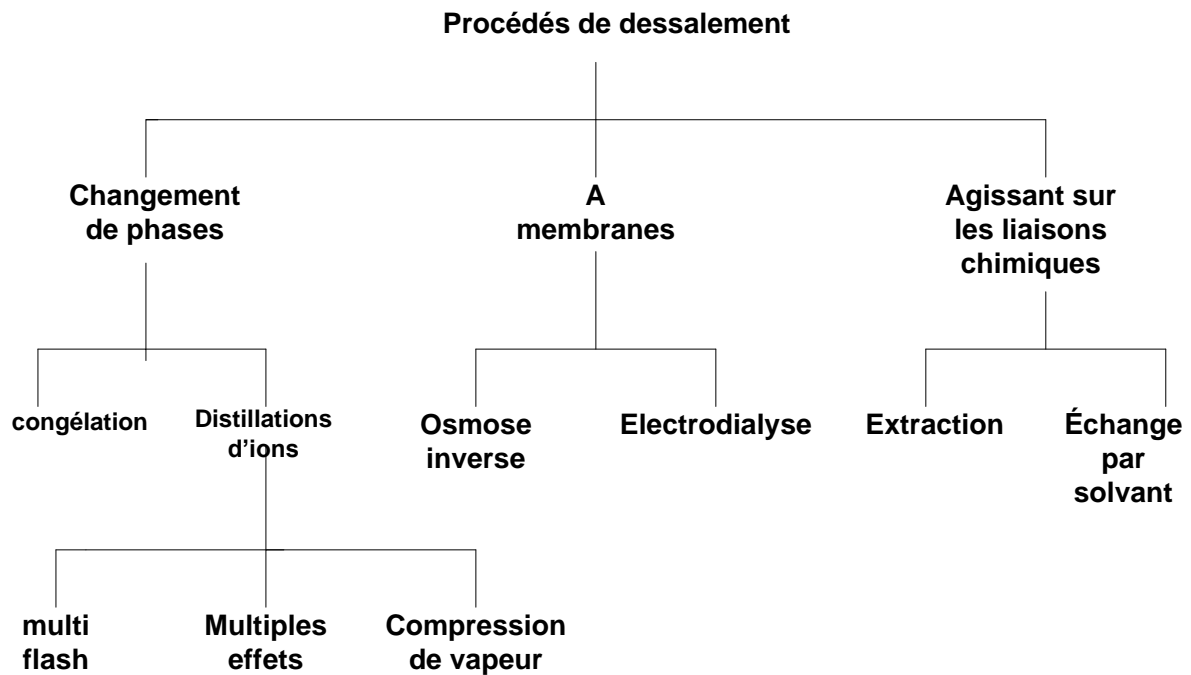


Figure I- 1: Classification des différentes techniques de dessalement [5]

La distillation est le procédé de dessalement le plus ancien et découle du cycle naturel de l'eau : A la surface des océans, l'eau s'évapore sous l'action du soleil, puis se condense et se précipite sur les différents lieux en fonction de leur altitude. Ce cycle naturel a été à l'origine des premières applications de dessalement fondées sur un apport artificiel de chaleur ou énergie nécessaire pour l'obtention d'eau douce à partir d'eau salée. Dans les installations modernes, c'est le même principe simple qui est appliqué, bien que les appareillages soient très complexes, en fournissant de la chaleur (procédé thermique) ou sous forme de travail mécanique (procédés de compression de vapeur ou thermo compression). On vaporise une partie de l'eau salée à traiter, puis, en condensant la vapeur produite, on obtient de l'eau pure, tandis que les sels se trouvent concentrés dans la saumure, qu'il reste à évacuer.

L'opération de distillation comporte ainsi une vaporisation, le transfert de la vapeur d'eau vers un condenseur, la condensation et l'extraction de la chaleur libérée par la condensation.

Une installation de distillation nécessite donc une source fournissant des calories pour la vaporisation et une source fournissant du froid pour la condensation. Dans les distillateurs modernes, la température de travail se trouve dans quelques cas aux environs de 95° C, mais atteint le plus souvent 120° ou 125° C. Aux Etats-Unis des essais sont effectués jusqu'à 150° C et au-delà. L'eau douce ainsi obtenue a une salinité largement inférieure à 100 mg/l, et généralement de l'ordre de 50mg /l. Elle doit être reminéralisée quand elle est destinée à la boisson [6].

1.1.1. Distillation à compression de vapeur

Le dessalement par compression de vapeur consiste à comprimer la vapeur d'eau de mer, pour la réchauffer, avant de la réintroduire dans la même enceinte pour la condenser et donc faire évaporer une autre quantité d'eau de mer. La compression peut être obtenue par de la vapeur issue d'un générateur de vapeur en utilisant un éjecteur (thermo-compression), ou bien en utilisant un compresseur et on fait alors du dessalement par compression mécanique de vapeur. La condensation de la vapeur provoque le réchauffement de l'eau salée qui se vaporise sous l'effet d'une diminution de pression [7].

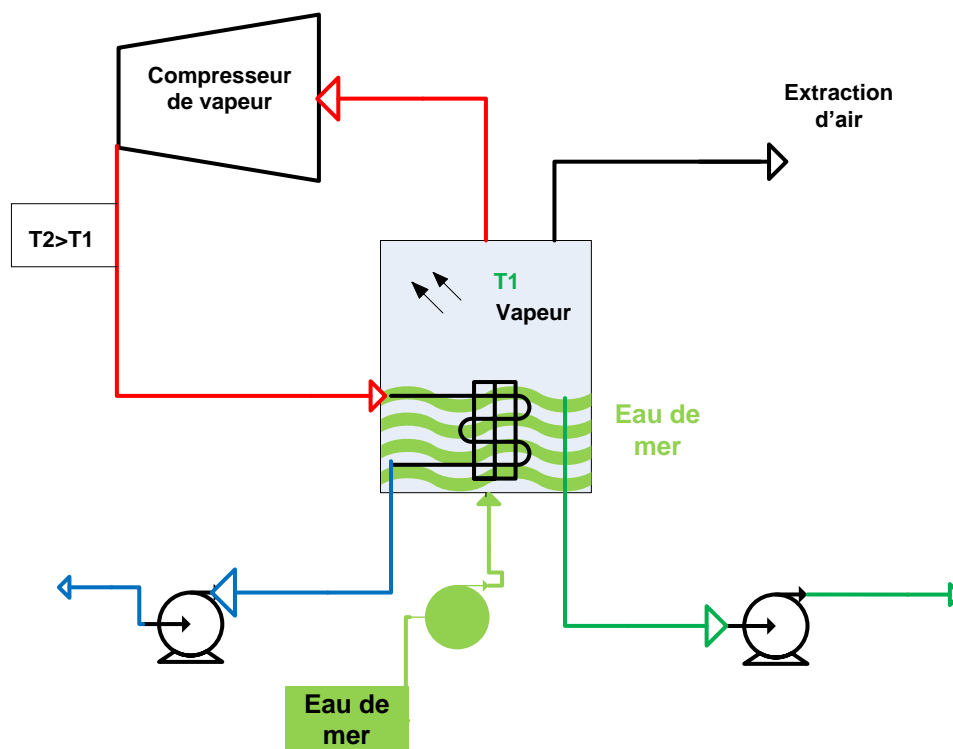


Figure I- 2: Procédé de dessalement par compression de vapeur [8]

1.1.2. Distillation à effets multiples

Ce procédé est utilisé pour augmenter le rendement de l'opération. Il consiste à récupérer la chaleur dégagée par la condensation et à l'utiliser pour une autre distillation (système de recyclage de la chaleur qui sans cela serait perdue).

On réalise alors plusieurs effets en cascade. La vapeur produite par un premier évaporateur est condensée dans un second évaporateur qui donne de la vapeur à plus faible pression, et ainsi de suite. Au dernier stade, la chaleur résiduelle est récupérée et utilisée pour le préchauffage de l'eau brute à dessalé.

Dans les industries de traitements divers, on réunit ainsi jusqu'à six ou sept évaporateurs-condenseurs, qui constituent une installation à effets multiples (le premier évaporateur et le dernier condenseur ayant une seule fonction).

Pour fixer le nombre d'effets, on tient compte de la différence globale de la température disponible entre la source chaude et la source froide, le gradient de température est nécessaire dans chaque évaporation pour assurer efficacement la transmission de la chaleur de la vapeur de chauffe à l'eau saline à distiller.

Le nombre d'effets dépend aussi du coût de revient de la vapeur d'alimentation, donc du coût du combustible employé. Si celui-ci est cher, il y a intérêt à multiplier le nombre d'effets, par contre, si le combustible est abondant et bon marché, la multiplication des effets ne s'impose pas et dans certains cas on ne dépasse guère quelques effets, alors que, dans d'autres installations, le nombre d'effets est porté jusqu'à 40.

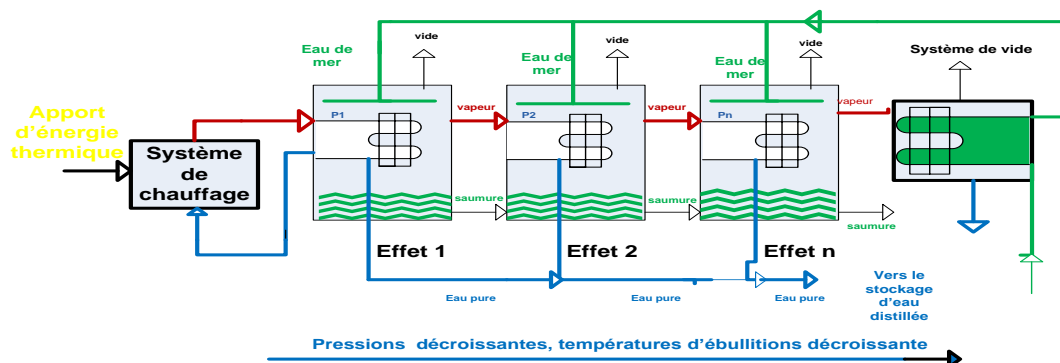


Figure I- 3: Procédé de dessalement par distillation à effets multiples (MED) [8]

L'énergie consommée est celle apportée par la vapeur de chauffage, en supposant que l'évaporation s'effectue à pression atmosphérique (pas de consommation d'énergie pour réduire la pression [1]).

1.1.3. Distillation par détente successive ou multi flash (MSF)

Le procédé de distillation avec vaporisation instantanée ou vaporisation-éclair (flash terminologie anglaise) par détente successive, est le plus utilisé actuellement.

Dans une enceinte du système (les n enceintes étant identiques) on fait flasher l'eau de mer car il y règne une température plus basse que la température d'ébullition de l'eau de mer à son introduction, donc, une quantité d'eau de mer va s'évaporer instantanément et ira se condenser sur les parois d'un condenseur en cédant sa chaleur latente à l'eau de mer de refroidissement qui viendra s'échauffer avant d'aller à l'enceinte suivante. Ainsi, on aura recueilli de l'eau douce. Le même scénario se répète au niveau de toutes les autres enceintes, dans lesquelles, on tiendra des températures inférieures aux températures d'ébullitions de l'eau de mer en entretenant un vide plus poussé au fur et à mesure dans les enceintes[9].

Un réchauffeur principal fait monter la température d'eau de mer jusqu'à 120° C environ avant son introduction pour la première vaporisation flash qui se fait à pression atmosphérique.

Les écoulements d'eau de mer (pour le flash) ainsi que d'eau douce se font naturellement d'une enceinte à une autre de part la diminution progressive de la pression entretenue dans les enceintes. On n'a pas besoin donc de pompes pour les faire circuler [10].

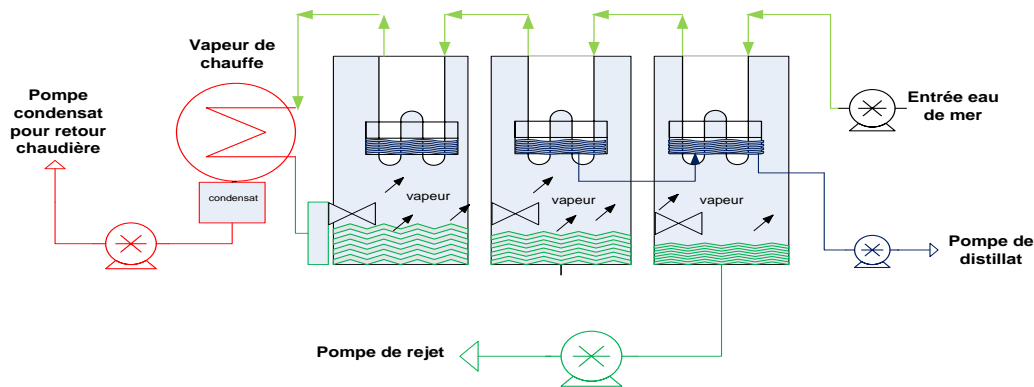


Figure I- 4: Procédé de distillation multi flash MSF [11]

1.2. Les procédés de dessalement par membranes

1.2.1. L'osmose inverse

La description de l'**osmose** (voir schéma ci-dessous) est basée sur le principe suivant :

Dans un réservoir composé de deux compartiments A et B séparés par une membrane semi-perméable, chaque compartiment étant ouvert à l'air libre, on introduit de l'eau douce dans le premier compartiment, A et de l'eau salée dans le compartiment B. L'eau douce traverse la membrane, vers la solution salée, et la pression augmente dans le compartiment B contenant de l'eau de mer. On observe le passage de l'eau douce vers l'eau salée à travers la membrane jusqu'à l'obtention d'une pression d'équilibre (pression osmotique) qui fait apparaître une cessation de l'écoulement entre les deux solutions.

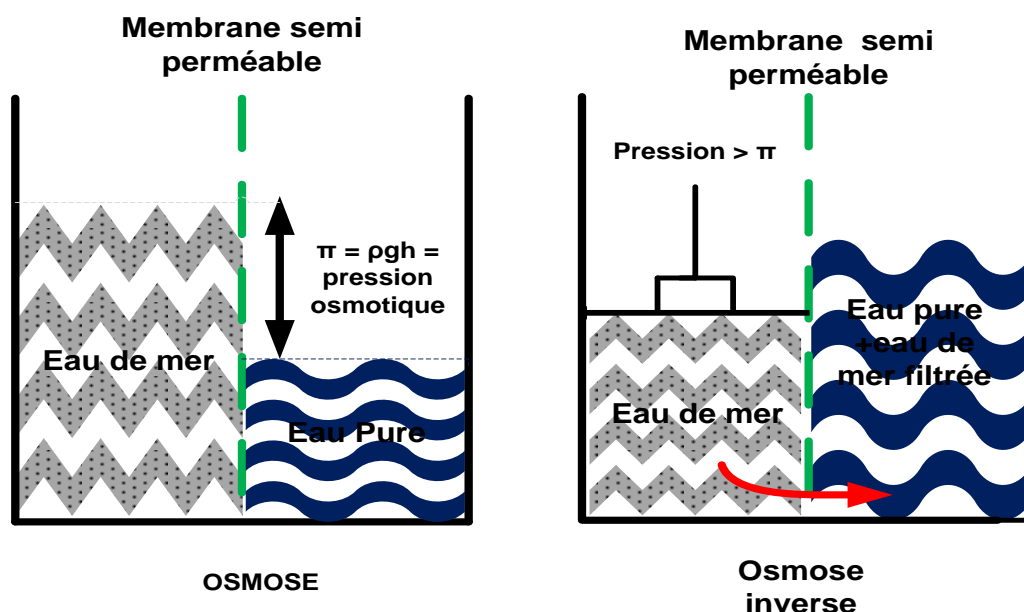


Figure I- 5: Représentation schématique du procédé de dessalement par osmose et osmose inverse [13]

La filtration par **osmose inverse** est obtenue par l'application sur la solution salée d'une pression supérieure à la pression osmotique. L'eau salée traverse par filtrage la membrane pour l'obtention de l'eau douce. Le système fonctionne par grâce à la mise au point de membranes semi-perméables en acétate de cellulose.

L'osmose inverse est donc une sorte d'hyper filtration. La pureté de l'eau obtenue dépend de la qualité des membranes et de la quantité d'impuretés à éliminer. Normalement, les ions dont le diamètre et la valence sont élevés sont éliminés plus facilement. La pression osmotique d'une solution croît avec la concentration de celle-ci.

Ces vingt-cinq dernières années ont vu se développer les usines de dessalement, tant du point de vue de leur nombre, que de leur capacité, en particulier, celles faisant appel à l'osmose inverse. L'accroissement du marché d'usines de dessalement par osmose inverse a entraîné une meilleure maîtrise de la conception des membranes et de leur exploitation. Ce qui les rend compétitives au niveau des coûts de production du m³ d'eau, par rapport à ceux des usines de traitement d'eaux douces, qui doivent de plus en plus intégrer des procédés unitaires complexes pour l'élimination de certains éléments indésirables (pesticides, nitrates, micropolluants, ...), afin de respecter les normes de qualité, de plus en plus exigeantes pour les eaux destinées à la consommation humaine.

1.2.2. L'électrodialyse

Si un liquide riche en ions est soumis à un champ électrique grâce à deux électrodes entre lesquelles on applique une différence de potentiel continue, les cations vont se diriger vers l'électrode négative (cathode) tandis que les anions vont se diriger vers l'anode. Si rien ne s'oppose à leur mouvement, ils viennent se décharger sur les électrodes de signe contraire, il y a alors électrolyse [14].

En revanche, si l'on place entre les électrodes un ensemble de membranes de dialyse sélectives :

- Les unes, cationiques, perméables aux cations seulement ;
- Les autres, anioniques, perméables aux seuls anions.

Disposées alternativement, on limite la migration des ions, car les anions peuvent traverser les membranes négatives et les cations les membranes positives.

L'électrodialyse repose sur la mise au point et l'utilisation de membranes imperméables à l'eau et sélectives pour les ions. Ainsi, seuls les ions peuvent traverser une membrane anionique, et seuls les cations peuvent traverser une membrane cationique. Pour construire un électro-dialyseur, on place dans un bac des membranes anioniques en alternance avec des membranes cationiques. Lorsque le bac est rempli d'une solution, on crée une différence de potentiel continue entre le premier et le dernier compartiment pour créer une filtration de l'eau salée.

La consommation d'énergie est proportionnelle au poids de sel extrait. Pour un électro dialyseur dont les cellules ont 3 mm d'épaisseur, la consommation d'énergie électrique varie de 1 à 1,5 kWh par kg de sel extrait, lorsque la salinité finale de l'eau douce oscille entre 300 et 500 mg/L. Il est par conséquent facile de montrer que le coût du traitement des eaux de mer par électrodialyse est prohibitif. Ainsi, en supposant une demande énergétique de 1kWh par kg de sel, il faudra utiliser 34,5 kWh/m³ pour faire baisser la salinité de l'eau de mer de 35000 mg/L. De plus, le traitement des eaux de mer par électrodialyse entraîne de nombreux problèmes de fonctionnement : les membranes étant en effet très sensibles, la moindre impureté en solution ou en suspension peut les endommager ; les MO ont ainsi tendance à colmater les membranes, il peut être nécessaire d'effectuer un prétraitement, parfois assez coûteux. La Figure I -6 ci-dessous montre le procédé de dessalement par électrodialyse.

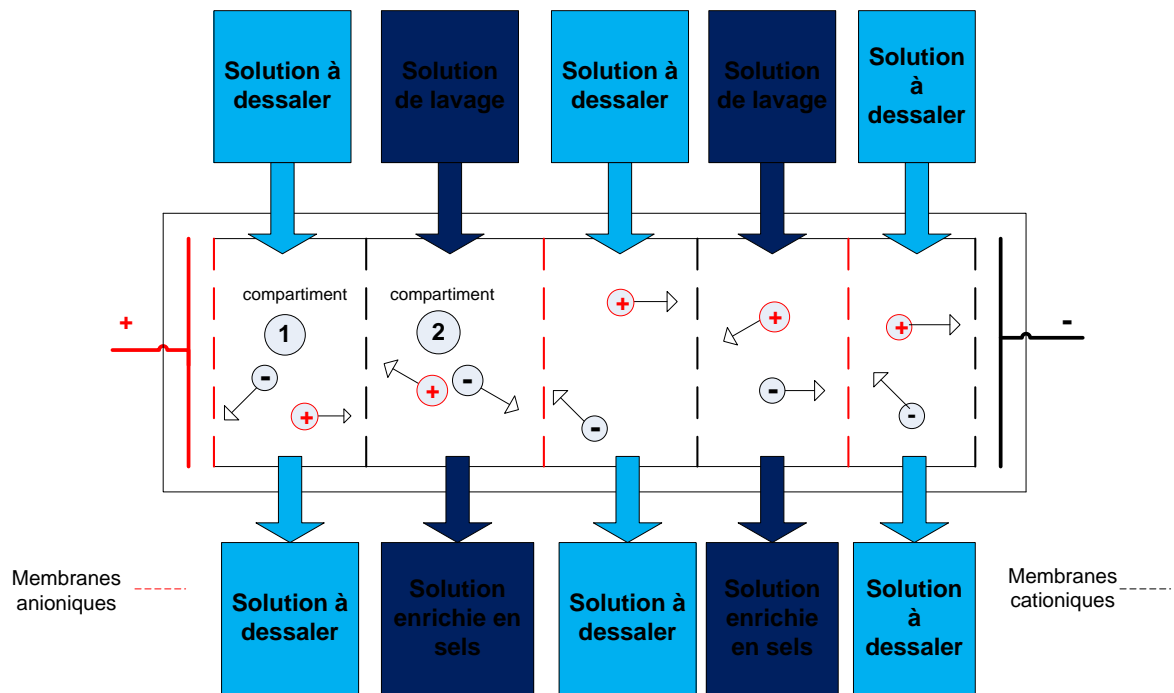


Figure I- 6: Procédé de dessalement par électrodialyse [13]

Les membranes utilisées en électrodialyse sont des membranes échangeuses d'ions, qui se présentent sous forme de feuilles dont l'épaisseur est comprise entre 0,1 et 0,8 mm. Du point de vue de leurs propriétés on distingue deux types de membranes : les membranes échangeuses de cations qui sont perméables uniquement aux cations et les membranes échangeuses d'anions qui sont perméables uniquement aux anions.

4. Conclusion

Parmi les différents procédés décrits, on peut noter que les deux technologies qui sont le plus couramment utilisées actuellement sont le procédé par Osmose inverse et le procédé MSF. Leurs fiabilités respectives sont liées de façon prépondérante à la source d'énergie employée et à la production réalisée : pour le système par Osmose inverse c'est l'emploi direct de l'électricité comme source initiale d'énergie pour la production d'eau distillée ; pour le système MSF c'est l'emploi d'énergie thermique en particulier gazière. Dans les centrales thermiques actuelles, les systèmes de cogénération sont utilisés pour une production d'énergie électrique et d'eau distillée.

Chapitre II
La Cogénération

2-LA COGENERATION

2.1. Historique

C'est dans l'industrie que la cogénération est née et a pris son essor. Les usines, dans leur grande majorité, ont besoin de force motrice pour faire tourner leurs machines et de vapeur pour leur chauffage industriel.

Il y a plus d'un siècle et demi, le charbon était le seul combustible utilisé où il était brûlé dans les chaudières donnant de la vapeur saturée à moyenne pression (10 à 20 bar) envoyée dans des machines à pistons, qui entraînaient, par des poulies et des courroies les machines utilisatrices, situées à proximité. La vapeur détendue, parcourt un réseau de tuyauteries et alimente les différents besoins de l'usine.

Par la suite, les progrès ont été rapides et les pressions atteignent 125 bars dans les très grandes installations. On a découvert les avantages de la surchauffe, les dynamos, puis les alternateurs sont apparus et enfin, le transport d'électricité via la force motrice sur de grandes distances.

La machine à piston a été remplacée par la turbine à vapeur (TAV), qui est une machine beaucoup plus économique. Elle donne une vapeur propre dont les condensats peuvent la récupérer. Le système, chaudière plus turbine à vapeur, s'est alors énormément développé dans l'industrie, après la dernière guerre mondiale presque toutes les usines qui se sont reconstruites l'ont adopté.

Deux autres combustibles ont fait leurs apparitions par la suite, le fuel et le gaz naturel. Leurs qualités intrinsèques ont remplacé le charbon. Dans le domaine des transports, le moteur à combustion interne ou moteur alternatif s'implante définitivement pour la traction automobile. Très rapidement, on s'est mis à l'utiliser dans les groupes électrogènes, pour produire de l'électricité dans les lieux éloignés des réseaux de distribution et pour pallier les interruptions de courant du réseau. On s'est vite rendu compte qu'il était facile d'utiliser la chaleur dégagée de ces moteurs pour des besoins habituels de chauffage.

Le troisième type de machine, la turbine à gaz (à combustion) est la plus récente. Depuis une cinquantaine d'années, elle a pris son essor dans l'aviation grâce à son faible poids et son moindre encombrement. Ces qualités, jointes à une plus grande fiabilité, ont conduit à son utilisation aussi au sol en groupe électrogène, concurrentiellement aux moteurs alternatifs, et malgré un rendement nettement plus faible que ces derniers. On s'est aussi vite rendu

compte, que la récupération de la chaleur perdue est plus simple et donne plus de possibilités. Par ailleurs, la turbine à gaz a été l'objet de gros progrès techniques. En vingt cinq ans, son rendement a doublé (de 17 à 34%) et sa fiabilité aussi. Il s'en est suivi un développement rapide de ce type d'installations [15].

2.2. Principe de la cogénération

Le principe de la cogénération est de produire simultanément de l'électricité et de la chaleur. Grâce à cette production combinée, les pertes d'énergie se réduisent de manière significative. Ainsi, la cogénération permet d'économiser entre 15 et 20 % d'énergie primaire par rapport à la production séparée de ces mêmes quantités de chaleur et d'électricité [16].

Une unité de cogénération au gaz d'une puissance moyenne, avec un rendement électrique de 35 % et un rendement thermique de 53 %, consomme 1000 kWh d'énergie primaire. La meilleure centrale électrique (Turbine Gaz Vapeur), avec un rendement de 55 %, consomme 636 kWh d'énergie primaire. La meilleure chaudière, avec un rendement annuel de 90 %, consomme 589 kWh d'énergie primaire. Le total pour les filières séparées s'élève à 1225 kWh d'énergie primaire [17].

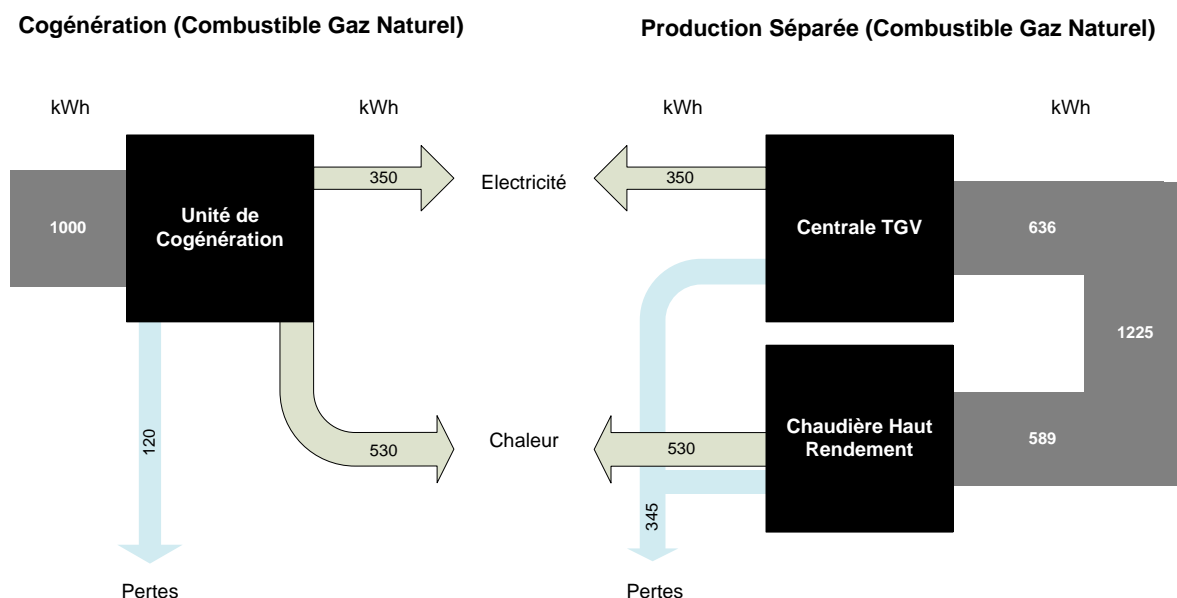


Figure II- 1: Comparaison : production séparée, cogénération [17].

L'économie d'énergie primaire devient alors égale à : $1\ 225 - 1\ 000 = 225\ \text{kWh}$

Exprimée par rapport à la consommation totale d'énergie primaire, la fraction économisée est de $225 / 1\ 225 = 18\ \%$ exprimée par rapport à la consommation d'énergie primaire nécessaire pour la production d'électricité par la centrale TGV, la fraction économisée est de $225 / 636 = 35\ \%$ [17].

2.3. Différents types d'installation

Il est de plus en plus courant que les unités de dessalement à simple fin, produisant uniquement de l'eau douce, soient associées à des centrales productrices d'énergie. Ces unités sont alors dites à double effet, c'est à dire productrice d'eau et d'électricité (voir figure II-2)

A) unité a double fin

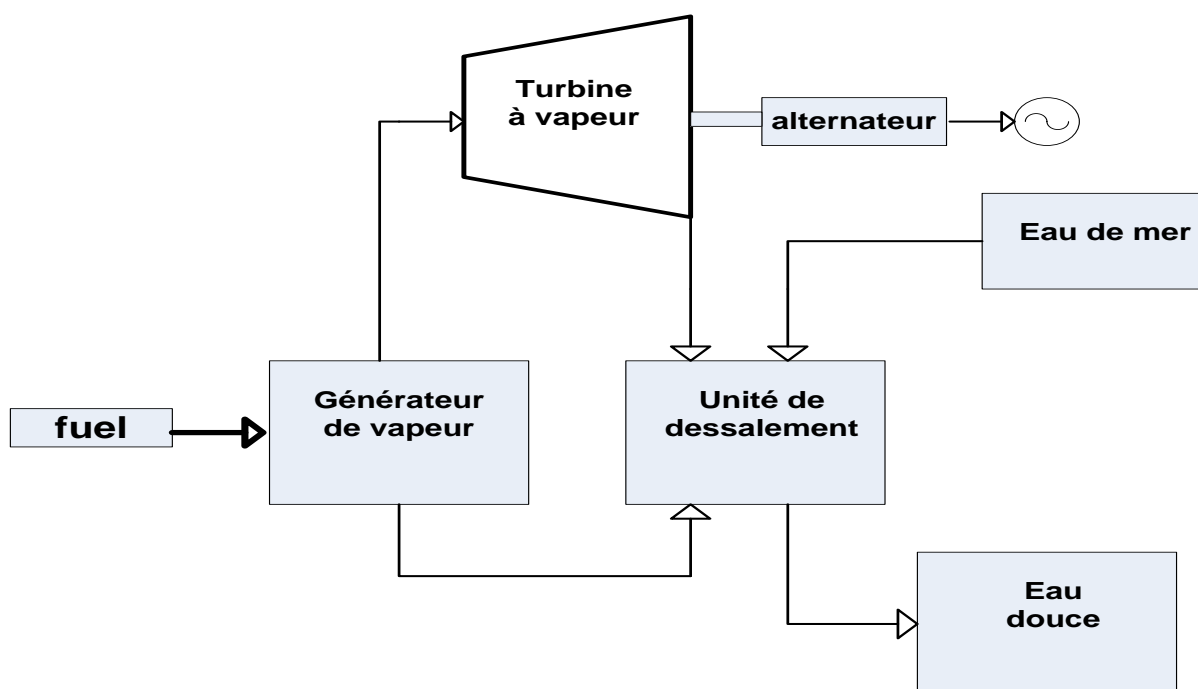


Figure II- 2 : Unité a double fin[5]

Ces centrales dites à effets mixtes, permettent une réduction appréciable des coûts de production d'eau dessalée, la compensation résulte dans la production d'électricité consécutive et dans le "recyclage" de la vapeur "dégradée".

La distillation utilisant de la chaleur à un bas niveau de température, il est donc courant d'associer une unité de distillation à une unité de production d'énergie (turbines à gaz ou à vapeur).

Il est nécessaire dans ce cas, de veiller à ce que la centrale fonctionne avec un niveau d'utilisation et une puissance proches des valeurs nominales.

En effet, la consommation spécifique des turbines augmente rapidement dès que la charge électrique diminue, le coût de la thermie consommée ($1\text{th} = 1000 \text{ kcal}$) par le dessalement augmente donc aussitôt (système interactif).

B) unité a simple fin

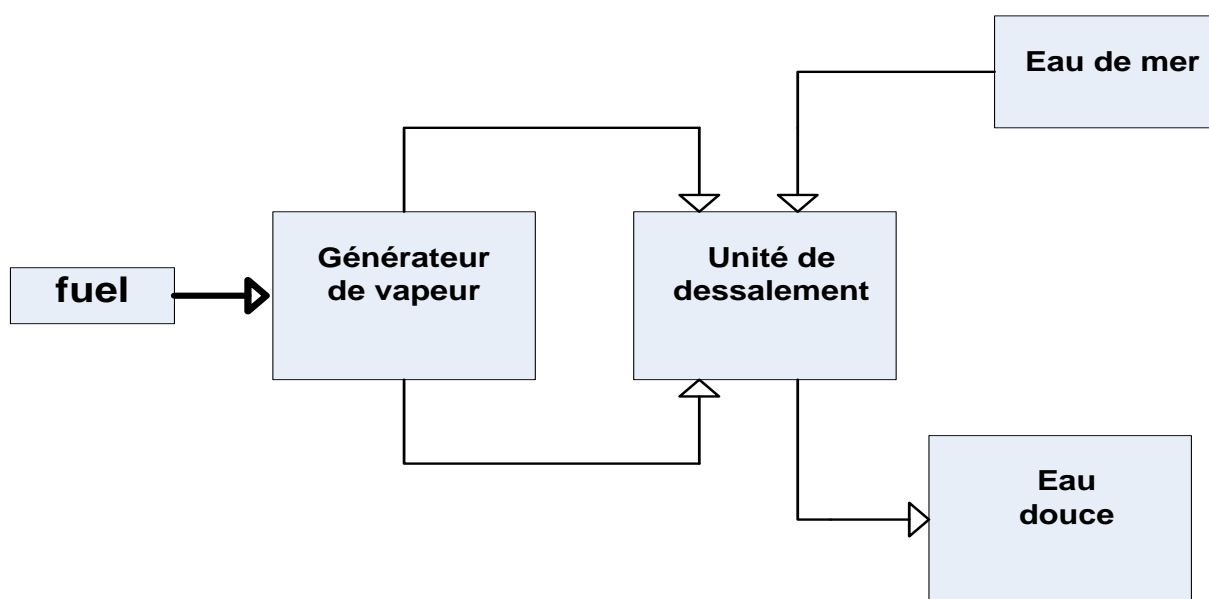


Figure II- 3: Unité autonome où a simple fin [5]

Il est donc important de s'assurer que la puissance électrique fournie par la centrale annexée puisse être considérée comme constante, la centrale devenant alors prioritaire sur le réseau.

Différents systèmes permettent aujourd'hui de faire varier la production d'électricité en conservant la production d'eau. Cependant, ces systèmes peuvent empiler les coûts de production, raison pour laquelle on assure plus souvent une production d'électricité constante avec mise en place de réservoirs pour le stockage d'eau.

2.4. Avantages de la cogénération

La cogénération se caractérise par un excellent rendement énergétique. Elle permet des économies d'énergie primaire par rapport à des productions distinctes d'électricité (centrales électriques) et de chaleur (chaudières des utilisateurs).

Elle est compétitive par rapport à des moyens de production centralisés, la cogénération présente également un intérêt en terme de diversification du parc de production électrique et peut permettre dans certaines conditions, d'éviter des coûts de développement des réseaux électriques et des pertes en ligne.

Elle constitue un facteur de compétitivité pour les entreprises présentant des besoins de vapeur importants (chimie, industrie papetière, industrie sucrière, industrie automobile...). En conjuguant une production de vapeur à une production d'électricité, soit autoconsommée, soit vendue au réseau, la cogénération peut réduire leur facture énergétique et leurs émissions polluantes, diminuer la sensibilité aux évolutions des coûts énergétiques et assurer le secours électrique en cas d'incidents sur le réseau public.

La cogénération est également une solution énergétique attractive pour le secteur tertiaire (hôpitaux, aéroports, écoles...) ainsi que pour les collectivités locales (réseaux de chaleur alimentant des ensembles immobiliers et valorisation énergétique des ordures ménagères).

Sur le plan environnemental, le bilan de la cogénération en termes d'émissions est considéré positif lorsque l'électricité produite par la cogénération se substitue à une production électrique à partir de combustibles fossiles. Ce bilan doit être nuancé dans le contexte particulier du système électrique, où l'essentiel de la production centralisée est assuré par l'énergie nucléaire et l'énergie hydraulique, non (ou très peu) émettrices de gaz à effet de serre. Il est donc primordial de développer toute forme de technologie permettant une réduction des émissions de CO₂, et d'autres composants gazeux ayant un impact négatif sur l'atmosphère et sur la santé de la population.

En concevant notre projet sur la base de l'intégration d'un système de cogénération nous visons ainsi une participation au respect de l'environnement tel que défini dans le protocole de Kyoto, dans la mesure où cette technologie permet une réduction substantielle des émissions de CO₂ grâce au rendement de conversion mécanique/électrique qui est d'environ 98% [18].

2.5. Différentes technologies de cogénération

La cogénération qui est la production simultanée de chaleur et d'électricité, peut être obtenue au moyen de plusieurs technologies :

- un moteur à gaz ou diesel ;
- une turbine à gaz ;
- une turbine à vapeur.
- Un cycle combiné gaz vapeur.

Nous allons à présent, détailler ces différentes technologies, avec leurs avantages et leurs inconvénients, afin de mettre en évidence les critères de choix.

2.5.1. Le moteur à gaz

La figure II-4 donne un schéma descriptif d'un système de cogénération à base d'un moteur utilisant du gaz comme combustible

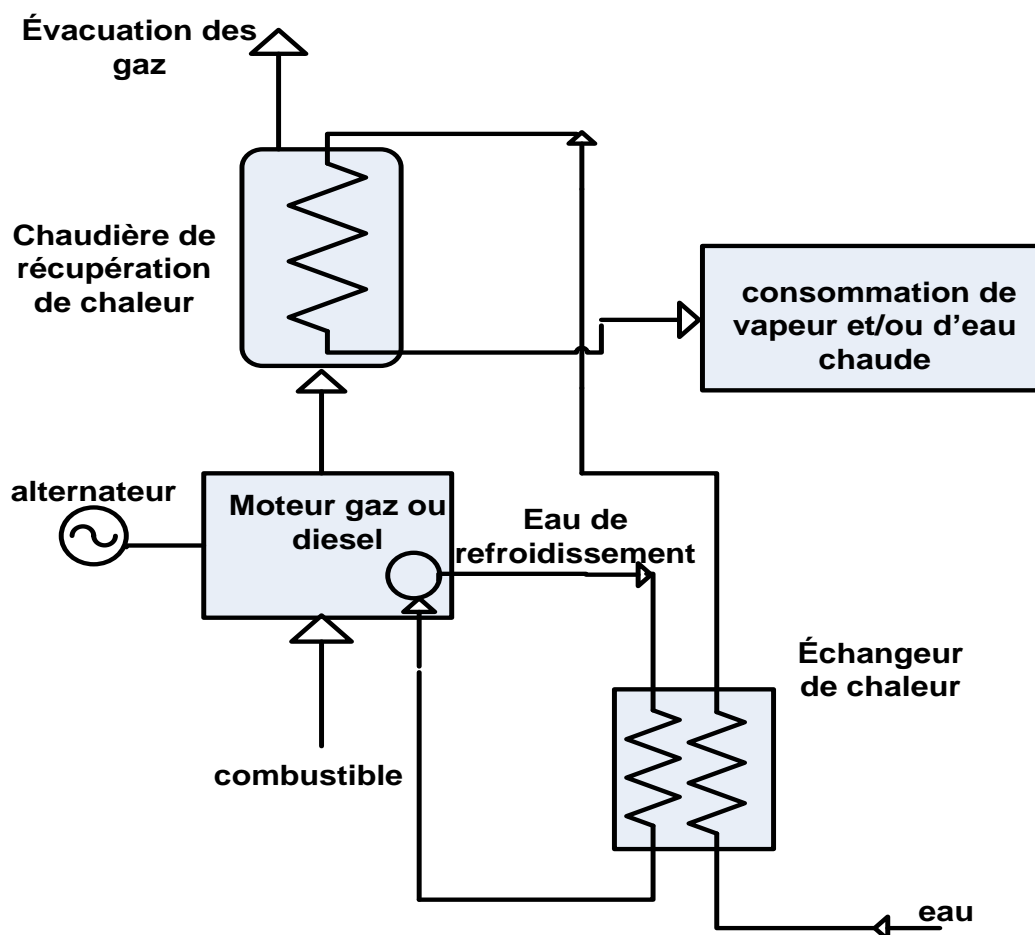


Figure II- 4: Schéma d'un moteur à combustion de gaz [17]

Il s'agit d'un moteur à explosion couplé à un alternateur produisant l'électricité. La chaleur est, quant à elle récupérée à plusieurs niveaux :

La chaleur des gaz d'échappements à 500 ° C peut être récupérée à plus de 70 % par refroidissement à 120 ° C (moteur à essence) ou 200 ° C (moteur diesel). La chaleur de l'eau de refroidissement à environ 100 ° C représente généralement la plus grande partie de chaleur qui peut être récupérée sur un moteur. La chaleur de l'huile du moteur, à ± 100 ° C, peut également être entièrement récupérée ;

La chaleur de refroidissement du turbo à 55 ° C (moteur diesel) se récupère plus difficilement.

La récupération de chaleur sur ce type de moteur se prête bien à des utilisations à des températures inférieures à 100 ° C, bien qu'une petite quantité de vapeur à basse pression, puisse néanmoins être générée grâce aux gaz d'échappement.

Ces moteurs sont le plus souvent utilisés pour des petites gammes de puissance, de 30 kW jusqu'à 1 à 2 MW. En dessous de 500 kW, ils sont dérivés de moteurs de véhicules routiers. Au delà il s'agit de moteurs de bateaux adaptés [17].

2.5.2. Turbine à gaz

Elle constitue une des technologies dérivées des réacteurs d'avion. Le combustible (généralement du gaz naturel) est brûlé dans une chambre de combustion, alimentée en air, sous pression, en provenance d'un compresseur. Les gaz produits sont introduits dans une turbine où leur énergie est transformée en énergie mécanique pour l'entraînement du compresseur d'air et d'un générateur d'électricité.

L'énergie résiduelle, sous forme de gaz chauds (environ 500 ° C), peut être utilisée pour des besoins de chaleur (vapeur et/ou eau chaude). Une post-combustion éventuelle de ces gaz, fortement chargés en oxygène, permet d'obtenir plus de chaleur et d'augmenter le rendement global. Contrairement aux moteurs, la turbine à gaz se prête très bien à la production de vapeur et ce, si nécessaire, jusqu'à des conditions de vapeur vive, telles que 110 bars / 525 ° C par exemple.

Les turbines à gaz sont utilisées pour des gammes de puissance plus importantes, de 1 à 100 MW. Cependant, on peut trouver des applications pour des puissances de 500 kW à 1 MW.

La figure II-5 montre le schéma d'une installation à base d'une turbine à gaz

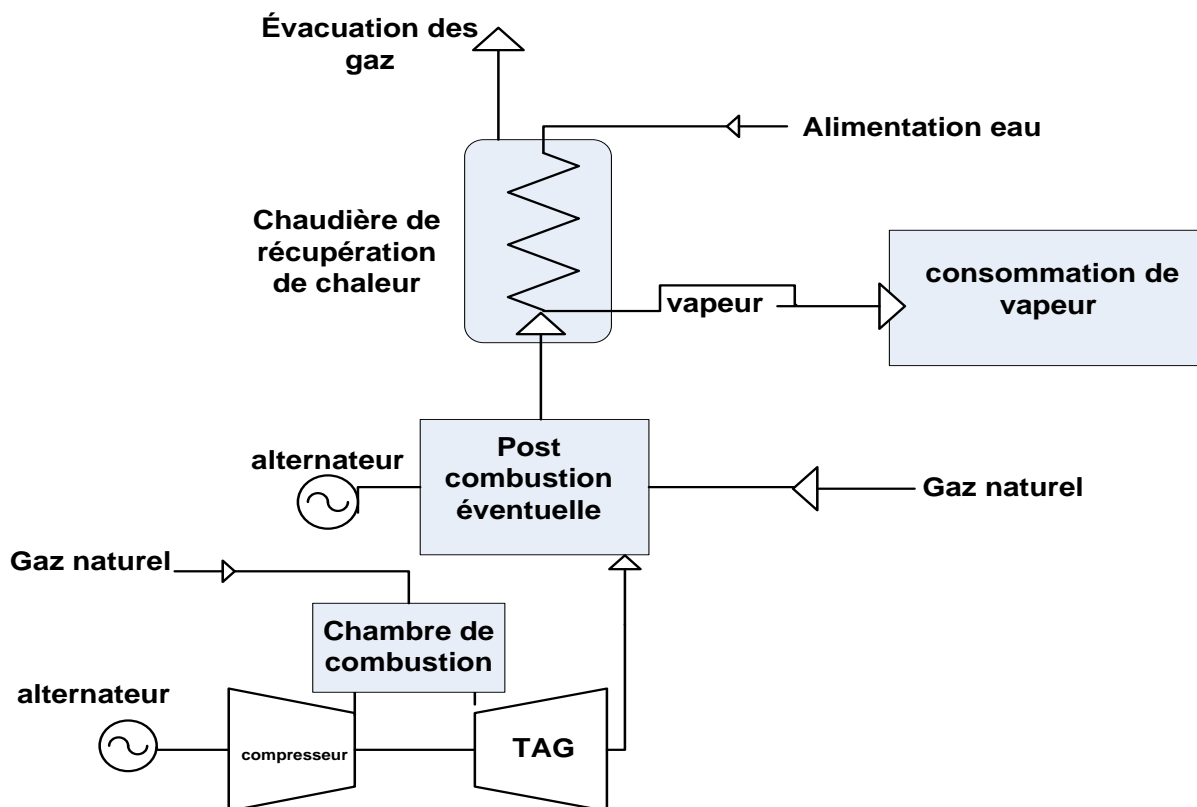


Figure II- 5: schéma représentant une installation d'une turbine à gaz [17]

Le tableau II-1 ci dessous donne un récapitulatif des caractéristiques de fonctionnement pour les systèmes turbines à gaz avec cogénération, de puissance allant de 1 à 40 MW.

Dans ce tableau, les quantités de chaleur sont des caractéristiques de fabrication. L'énergie thermique disponible (pour la production de vapeur) a été calculée à partir des données sur les flux et les températures d'échappements. De la vapeur saturée à 137° C est obtenue sans l'utilisation de la post-combustion. Le rendement total est défini comme étant la somme de l'énergie électrique nette produite plus la vapeur produite pour les besoins thermiques d'usine divisés par l'énergie apportée au système.

Des pressions plus élevées de vapeur peuvent être obtenues, mais, avec un rendement total légèrement inférieur. En utilisant la post-combustion, on pourra augmenter la quantité de vapeur produite, avec un risque de diminution du rendement total [17].

Tableau II- 1: Caractéristiques des installations de cogénération à turbine à gaz [15]

Caractéristiques des coûts et des performances	Système 1	Système 2	Système 3	Système 4	Système 5
Capacité électrique (kW)	1000	5000	10000	25000	40000
Coût total de l'installation (2000\$/kW)	1780	1010	970	860	784
Rendement énergétique (%)	21,7	27,1	29,0	34,3	37
Consommation en carburant (joule/ h)	16452	66334	124126	262174	388936
Pression du carburant requise (bar)	6,55	11,032	17,23	23,44	30,00
Caractéristiques des centrales à cogénération					
Débit des gaz d'échappement (1000lb/h)	44	162	316	571	954
Température des gaz d'échappement de la turbine à gaz (°C)	510	510	490	510	457
Température à la sortie du générateur de vapeur	280	280	280	280	280
Vapeur obtenue (joule/h)	7487,7	28053	52308	100820	144269
Vapeur obtenue (1000lbs/h)	6,7	25,0	46,6	89,8	128,5
Vapeur obtenue (kW équivalent)	2080	7800	14540	28020	40100
Rendement total (%)	68	69	71	73	74
Quantité de chaleur utile (Btu/kWh)	6673	5947	5562	5164	4944
Rendement électrique effectif	51	57	61	66	69

Le tableau II-1 Ci-dessus montre que le rendement thermodynamique augmente avec l'augmentation de la puissance de la turbine. L'augmentation du rendement entraîne la diminution, par unité d'énergie électrique obtenue, de la quantité d'énergie thermique disponible pour la production de la vapeur, ce qui donne un rapport d'énergie électrique sur énergie thermique du système de cogénération plus important.

2.5.3. Turbine à vapeur

Dans le cas des turbines à vapeur, l'énergie mécanique (électrique) est produite par la détente de vapeur haute pression générée dans une chaudière conventionnelle, utilisant un combustible donné. La chaleur est quant à elle, récupérée à la sortie de la turbine, soit sous forme d'eau chaude, soit sous forme de vapeur.

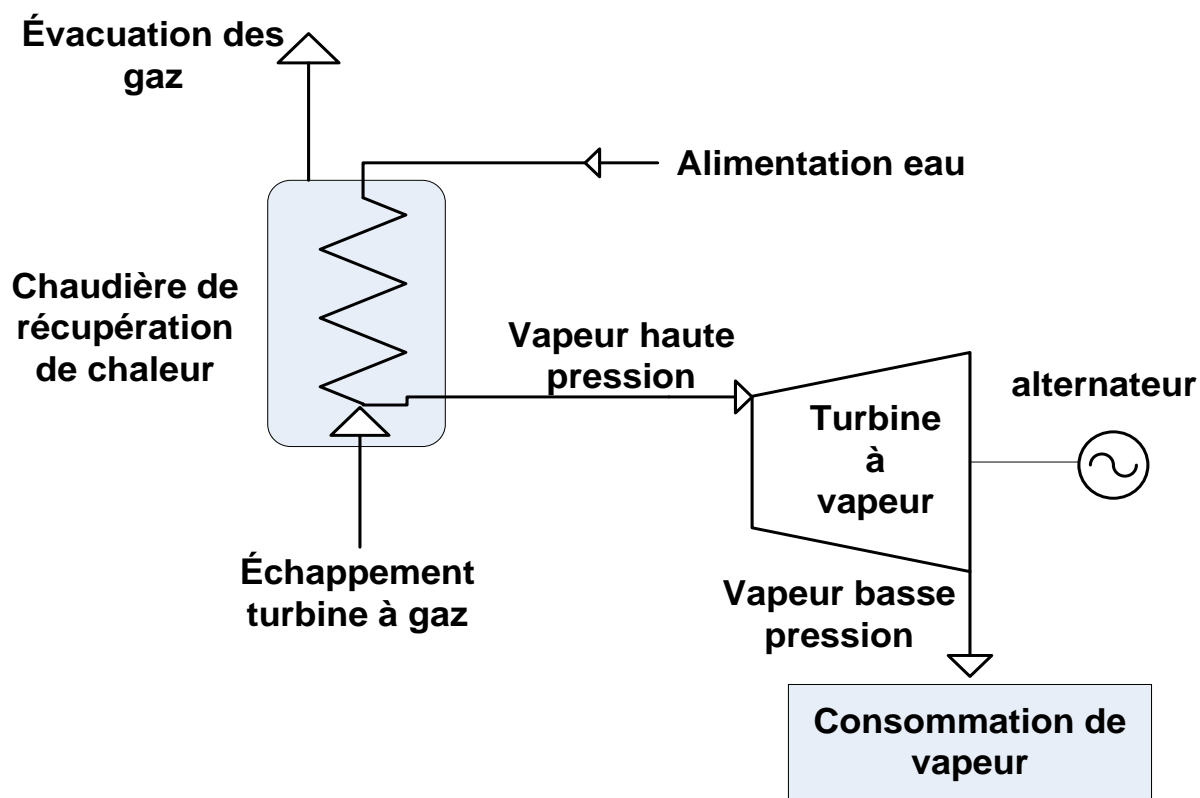


Figure II- 6:schéma représentant le principe d'une turbine à vapeur avec récupération des gaz d'échappements de la TAG [17]

Les turbines à vapeur, qui produisent beaucoup de chaleur et peu d'électricité, sont généralement réservées à des applications spécifiques permettant de valoriser des combustibles "résiduels" ou des applications industrielles d'une puissance suffisante qui nécessitent nettement plus de chaleur que d'électricité. Vu que les turbines à vapeur ne sont généralement intéressantes, que pour de grosses puissances, nous ne les développerons pas ici.

Le tableau II-2 ci-dessous donne un récapitulatif des caractéristiques de fonctionnement pour des systèmes de turbines à vapeur avec cogénération, de puissance allant de 500 à 15000 kW.

Tableau II- 2: Comparaison : turbine à vapeur avec et sans cogénération [15]

Caractéristiques : coûts et performance	Système 1	Système 2	Système 3
Capacité électrique (kW)	500	3000	15000
Type de turbine utilisé	Contre pression	Contre pression	Contre pression
Coût des équipements (\$/kW)	540	225	205
Coût total de l'installation (\$/kW)	918	385	349
Rendement isentropique des turbines (%)	50	70	80
Rendement du système (transmission/alternateur)%	94	94	97
Débit de vapeur (lbs/hr)	21500	126000	450000
Pression d'entrée (bar)	34,47	41,37	48,265
Température à l'entrée (°C)	288	302	344
Pression de sortie (bar)	50	150	150
Température à la sortie (°C)	298	366	366
Paramètre du système cogénéré			
Rendement de la chaudière%	80	80	80
Rendement électrique %	6,4	6,9	9,3
Consommation en carburant (kg/s)	26,7	147,4	549,0
Vapeur produite kW	5740	31352	113291
Rendement total (%)	79,6	79,5	79,7
Quantité de chaleur utile	4515	4568	4388

Conclusion

Les différentes techniques de cogénération présentent des avantages et des inconvénients et le choix de l'une d'entre elles est déterminé par des objectifs fixés en matière de rendement et d'économie d'énergie.

En combinant une turbine à vapeur et une turbine à gaz (cycle combiné), on pourra améliorer le rendement énergétique de l'installation tout en récupérant la chaleur pour un autre usage de cogénération.

Chapitre III

Etude d'un exemple de cogénération

3-ETUDE D'UN EXEMPLE DE COGENERATION

3.1. Problématique

L'idée d'intégration d'une station de dessalement couplée à une centrale électrique ne date pas de nos jours. Un tel système permet de réaliser un procédé de dessalement avec l'intégration d'une chaudière de récupération et une turbine à vapeur, tout en assurant une production complémentaire d'électricité.

Le problème de dessalement d'eau de mer continue de faire l'objet de plusieurs recherches appliquées, visant une amélioration des performances des techniques mises en œuvre à l'heure actuelle et la recherche de ressources énergétiques plus économiques et plus écologiques permettant une réduction du prix de revient du m³ d'eau dessalée. Les techniques employées à l'heure actuelle, utilisent différentes méthodes à la fois au niveau de l'énergie employée et du procédé de dessalement adopté. Dans le cadre de notre sujet, nous nous sommes interrogés sur la faisabilité d'un système de dessalement basé sur le recyclage d'une source d'énergie rejetée par une centrale électrique utilisant des turbines à gaz, dans une unité de dessalement. Plus précisément, nous nous sommes intéressés au cas de l'unité de **Sonelgaz** du Hamma qui rejette les gaz d'échappement à une température (de l'ordre de 582° C) élevée qui pourrait être réutilisés pour une station de dessalement en cycle combiné.

Le problème que nous posons peut être scindé en trois aspects : augmenter la production d'eau distillée à des coûts compétitifs, adopter des installations qui permettent de réaliser des économies d'énergie, et enfin opter pour des installations dont le fonctionnement minimise les impacts négatifs sur l'environnement.

Notre projet consiste à étudier la faisabilité technique et économique de la combinaison d'une installation de dessalement avec une turbine à vapeur à la centrale électrique de Hamma.

Le système de cogénération que nous avons retenu permettra ainsi d'assurer par les turbines à vapeur, la fourniture suffisante de vapeur disponible au prélèvement et à la pression voulue, pour permettre une production constante d'eau douce et d'électricité. La figure III-1 montre le schéma de principe d'un système à cycle combiné

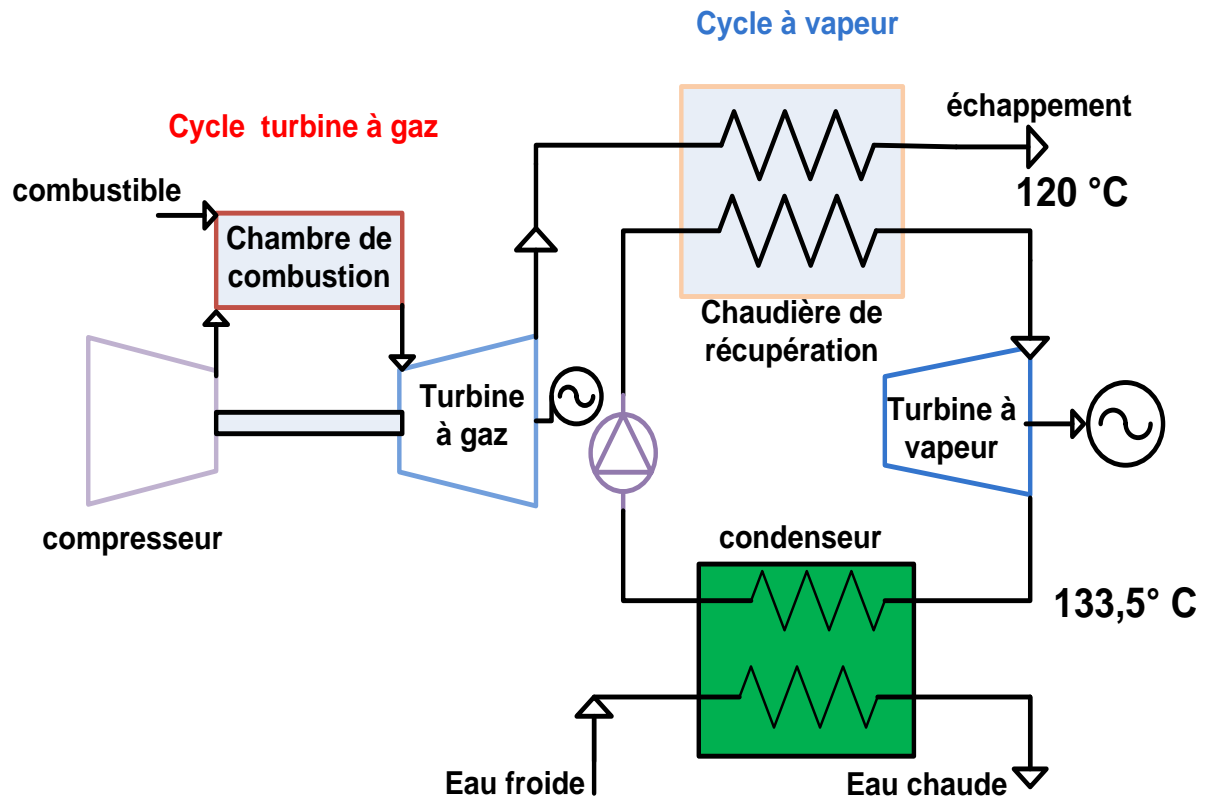


Figure III- 1:Schéma de principe d'un système à cycle combiné

3.2. La centrale électrique du HAMMA

La centrale électrique du Hamma (Alger), située en plein tissu urbain, fournit de l'énergie électrique au réseau de la capitale et aux régions voisines. D'une superficie de 2,1 hectares, elle a été mise en service en 2002 par le constructeur Italien Ansaldo Energia. Elle comprend deux turbines à gaz modèle SIEMENS/KWU V94, 3A d'une puissance de base de 209MW chacune produisant une puissance aux bornes de l'alternateur de 210400 KW, deux compresseurs avec un rendement du cycle avoisinant les 35,9762 % et une consommation spécifique de combustible égale à 10006,6 kJ/KWh. Cette dernière est approvisionnée au gaz naturel provenant de Hassi R'mel.

Les caractéristiques de la centrale sont décrites dans le tableau III-1 ci dessous :

Tableau III- 1: Caractéristiques de la centrale du Hamma

	Unité	Puissance max T.amb =0° C	Puissance max T.amb =30° C
Combustible		Gaz naturel	Gaz naturel
PCI	kJ/kg	44674	44674
Puissance aux bornes alternateur	KW	248200	210400
Rendement brut aux bornes alternateur	%	37,5806	36,2345
Consommation spécifique aux bornes alternateurs	KJ/kWh kcal/kWh	9579,4 2288	9935,3 2373
Rendement net	%	37,3535	35,9762
Puissance de base nette	kW	246700	209000
Consommation spécifique nette (ref. PCI)	KJ/kWh kcal/kWh	9637,7 2301,9	10006,6 2390
Température gaz admission turbine	° C	1190 ± 10	1190 ± 10
Débit d'air entré compresseur	Kg/s	638	578,3
Débit des gaz naturel (considérant PCI)	Kg/s	14,78	13
Débit gaz sorti turbine	Kg/s	652,78	591,3
Température moyenne gaz sortie turbine	° C	567	582
Pertes de charges à l'aspiration	mbar	10	10
Pertes de charges échappement	Mbar	10	10

Source **sonelgaz** Hamma

Schéma actuel de la centrale :

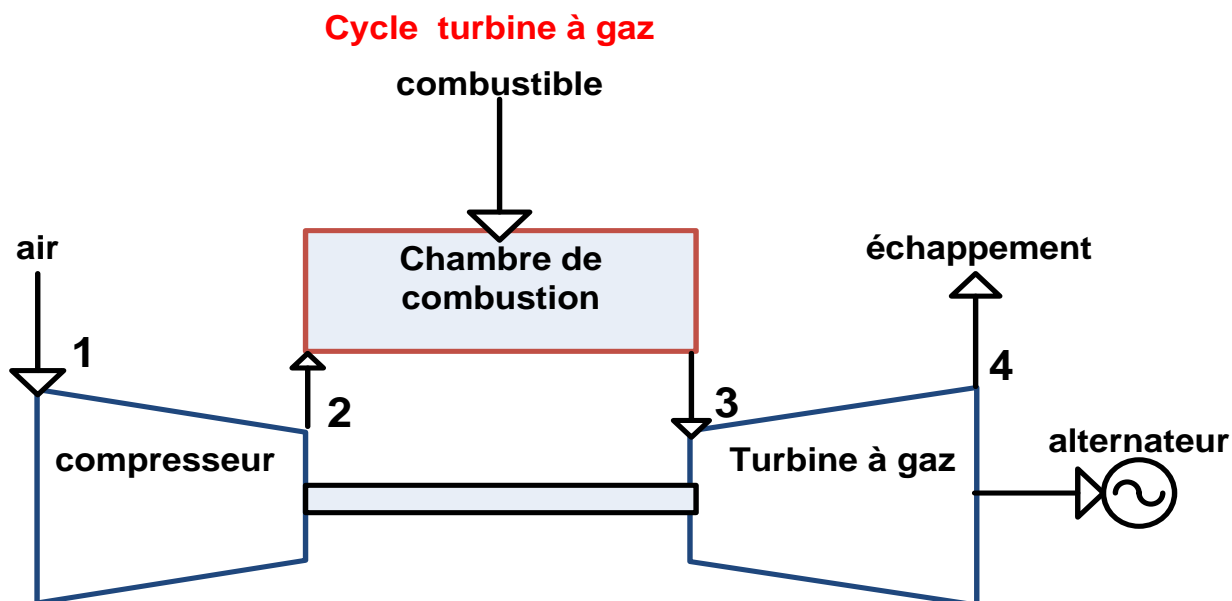


Figure III- 2: Schéma de la configuration actuelle de la centrale électrique du Hamma

3.2.1. Conditions d'exploitation actuelle

La figure III-2 ci-dessus donne le schéma de principe d'une turbine à gaz. L'air entre au compresseur au point, 1, à une pression P_1 et à une température T_1 . Il en sort au point 2 à une pression P_2 et à une température T_2 . A la sortie de la chambre de combustion, le gaz est à l'état 3, caractérisé par une température T_3 et une pression P_3 . A sa sortie de la turbine, il est à l'état 4, à une température T_4 et à une pression P_4 .

3.2.2. Les rendements de la centrale : du compresseur, de la turbine et du cycle

Le cycle de BRAYTON, représenté dans le diagramme T-S (température en fonction de l'entropie) est donné par la figure III-3.

Le cycle idéal est représenté par l'aire 1-2s-3-4s-1. Entre les points 1 et 2s, la compression est isentropique et entre les points 2s et 3, L'évolution est isobare dans la chambre de combustion avec un apport de chaleur. L'évolution 4s-1 est également isobare, mais avec un dégagement de chaleur [19].

Le cycle réel est représenté par l'aire 1-2-3-4-1. Entre les points 1 et 2, la compression n'est pas isentropique et entre les points 3 et 4 la détente n'est pas également isentropique. Entre les points 2 et 3, l'évolution n'est pas en général isobare dans la chambre de combustion et se fait avec un apport de chaleur Q . L'évolution 4-1 n'est pas isobare, et se fait avec un dégagement de chaleur.

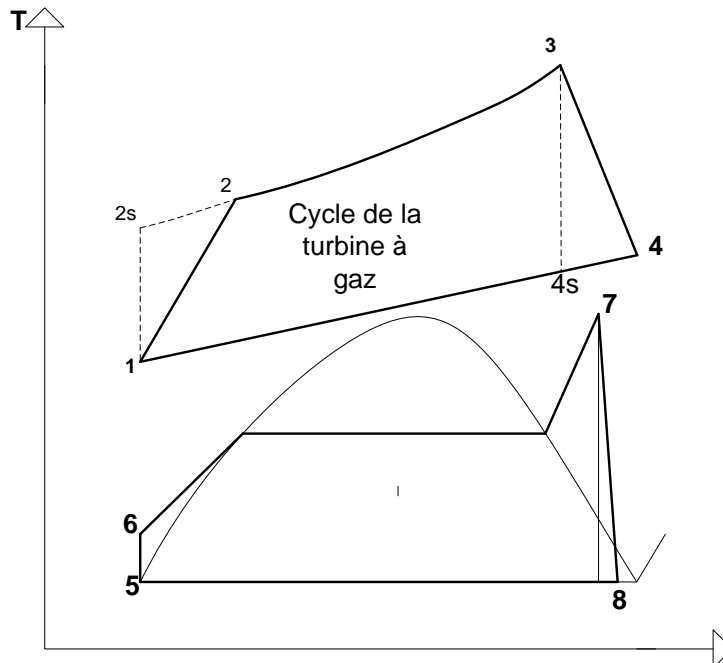


Figure III- 3: Diagramme température-Entropie d'un cycle combiné

Les données tirées du document **Sonelgaz** (système air TG22) et de celui du constructeur Ansaldo Energia, sont les suivants :

$P_1=1,015$ bar; $P_2= 12,8$ bar; $\Delta P_{2-3}=0,402$ bar; $T_1=20^\circ\text{C}=293\text{K}$; $T_2=369^\circ\text{C}$;
 $T_3=1190^\circ\text{C}=1473\text{K}$; $Y_{\text{air}}=1,4$

D'où: $P_3=P_2-\Delta P_{2-3}=12,8-0,402=12,398$ bar.

En considérant que nous sommes dans le cas d'une combustion complète les rejets peuvent être estimés à environ 2,75 fois plus de CO_2 que de méthane consommé et un peu plus C_2 , C_3 et C_4 , ce qui donne comme chaleurs spécifiques, à pression et à volume constants des gaz d'échappement : $C_p=1,0525$ kJ/kg.k et $C_v=0,7589$ kJ/kg.k. En réalité, ces grandeurs dépendent de la température.

D'où : $Y_{\text{gaz}}= C_p/C_v=1,0525/0,7589=1,3868$.

Avec ces données, on peut calculer les différents rendements :

- **Rendement du compresseur [20]:**

L'évolution 1-2s est isentropique, et en considérant un taux de compression :

$$\left(\frac{P_2}{P_1}\right) = 12,8/1,015 = 12,6$$

Nous obtenons un rapport de température entrée / sortie

$$\frac{T_{2s}}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1}\right)^{\left(\frac{y-1}{y}\right)}$$

En adoptant $y=1,3868$ et T_1 la température ambiante égale à 20°C on obtient

$$T_{2s}=604,65\text{ k.}$$

Ce qui permet de déduire le rendement du compresseur, η_C , donné par :

$$\eta_C = \frac{h_{2s} - h_1}{h_2 - h_1} = \frac{T_{2s} - T_1}{T_2 - T_1} = 0,89.$$

- **Rendement de la turbine [11]:**

Pour un taux de détente $\left(\frac{P_3}{P_4}\right) = 12,398/ 1,015 = 12,2$ et sachant que l'évolution 3-4s

étant isentropique nous avons :

$$\frac{T_3}{T_{4s}} = \left(\frac{P_3}{P_4}\right)^{\left(\frac{y-1}{y}\right)}$$

En considérant $y=1,3868$ et $T_3=1190^\circ\text{C}$ nous obtenons :

$$T_{4s} = 720,68\text{ k.}$$

Ce qui permet de déduire le rendement isentropique de la turbine,

$$\eta_{t\text{ isen}} = \frac{h_3 - h_4}{h_3 - h_{4s}} = \frac{T_3 - T_4}{T_3 - T_{4s}} = \left(\frac{1473 - 855}{1473 - 720,68}\right) = 0,82$$

On peut déduire le rendement de la turbine à gaz comme suit :

$$\eta_t = \frac{(h_3 - h_4)}{(h_3 - h_2)} = \frac{(T_3 - T_4)}{(T_3 - T_2)} = \frac{(1473 - 855)}{(1473 - 369)} = 0,55$$

- **Le rendement du cycle thermodynamique [20]:**

Le rendement du cycle thermodynamique, η_{th} , est défini par :

$$\eta_{th} = \frac{W_{utile}}{Q_h} = \left(\frac{Q_H - Q_c}{Q_H} \right) = 1 - \left(\frac{Q_c}{Q_H} \right) = 1 - \left(\frac{T_4 - T_1}{T_3 - T_2} \right)$$

Après calcul, on trouve : $\eta_{th} = 0,31$.

3.2.3. Puissance électrique produite et flux de chaleur évacué par la cheminée

La puissance calorifique fournie par le combustible (G. N) est donnée par :

$$Q'_H = PCI \times \dot{m}_{gn}$$

Où :

PCI et \dot{m}_{gn} , désignent respectivement le pouvoir calorifique et le débit massique du gaz naturel.

Les données tirées du document du constructeur Ansaldo Energia, sont :

PCI = 44674 kJ/kg ; $\dot{m}_{gn} = 13$ kg/s (à 0° C) et $\dot{m}_{gn} = 14,78$ kg/s (à 30° C). Ainsi nous avons une valeur moyenne des deux, ce qui permet d'avoir : $\dot{m}_{gn} = 13,89$ kg/s ; une puissance calorifique : $Q'_H = 620,52$ MW et une puissance utile ; $P_{utile} = Q'_H \cdot \eta_{th} = 192,36$ MW.

Si l'on prend en considération le rendement mécanique du système suite aux frottements au niveau des paliers, le rendement de l'alternateur et celui du transformateur, le travail effectif, P_{eff} , récupéré par unité de temps est : $P_{eff} = P_{utile} \cdot \eta_{eff} = 192,36 \cdot 0,85 = 163,506$ MW.

Il ne faut pas perdre de vue qu'une partie de cette puissance est consommée sur place (accessoires : pompes etc...). Elle est sans doute infime, comparativement à la production globale.

La cogénération, par rapport aux systèmes plus classiques, à combustible fossile, limite l'émission des polluants dans l'atmosphère et permet de limiter les émissions de gaz à effet de serre.

Ainsi, globalement, P_{eff} , constitue la puissance à vendre à la sortie d'usine produite par une seule turbine à gaz.

3.3. Conception du projet : unité de dessalement couplée à la centrale électrique

Le projet consiste à concevoir une unité de dessalement couplée à la centrale électrique du Hamma. En tenant compte de l'évolution du contexte, la recherche de la faisabilité d'un tel projet est toujours d'actualité et peut présenter un intérêt pour l'exploitant comme pour la collectivité.

3.3.1. Choix du Procédé de dessalement

Le procédé MSF bien que de moins en moins répandu à ce jour au profit de l'osmose inverse. Il est plus fréquent dans les cycles mixtes particulièrement dans les usines de dessalement d'eau de mer combiné avec une centrale électrique [5].

Les deux points critiques de la technologie MSF sont cependant le choix du matériel et le dosage des antitartres. De nombreuses usines n'ont atteint qu'une durée d'exploitation inférieure à 15 ans en raison des graves problèmes de corrosion causés par un matériel inadéquat ou un mauvais dosage. L'expérience récente a montré que des améliorations ont été faites sur le plan de la conception de ces usines et qu'un bon choix des équipements et de meilleures méthodes d'exploitation permettent de prolonger la durée de vie des installations et d'améliorer leur productibilité [21].

La conception de l'unité MSF dépend beaucoup de la température maximale de la saumure.

Pour une même quantité d'eau produite, la taille de l'unité MSF décroît proportionnellement avec l'augmentation de la température maximale des saumures (TBT top brine température). En raison de la baisse de l'amplitude de détente, une unité MSF fonctionnant avec une température TBT de 90° C sera deux fois plus grandes qu'une unité de même capacité mais fonctionnant avec une température TBT de 120° C [5].

L'évaporateur se compose d'une série d'étages où subsiste un vide poussé du premier au dernier étage. Le bas de l'étage constitue la chambre de vaporisation, le haut constitue la chambre de condensation. Les deux chambres sont séparées par un éliminateur de brouillard.

Chaque étage est thermiquement isolé. L'introduction de l'eau de mer dans l'étage qui, du fait de la différence de pressions, celle ci subit une détente instantanée en libérant de l'énergie entraînant ainsi la vaporisation d'une quantité de liquide avec une chaleur latente dégagée. (réfrigération) ;

L'eau distillée est recueillie au dernier étage par la pompe de distillat après son passage dans tous les étages.

La saumure concentrée est rejetée à la mer par une pompe à saumure à travers un canal de rejet.

3.3.2. Description de l'unité et de son fonctionnement

Le projet de couplage de la centrale électrique du Hamma à une installation de dessalement d'eau est une configuration de centrale à cycle combiné gaz-vapeur (centrales à turbines à gaz avec chaudières de récupération HP et turbine à vapeur en aval) ; elle correspond au niveau actuel de la technique et est préconisée dans les usines de dessalement d'eau de mer modernes pour la production d'électricité nécessaire à la consommation propre et d'électricité supplémentaire, ce qui permet d'augmenter la rentabilité de l'ensemble.

Le projet consiste à ajouter à ces installations une station de dessalement d'eau mer MSF branchée en aval de la turbine à vapeur pour la production d'eau distillée. La figure III-4 ci-dessous montre le schéma de la configuration projetée

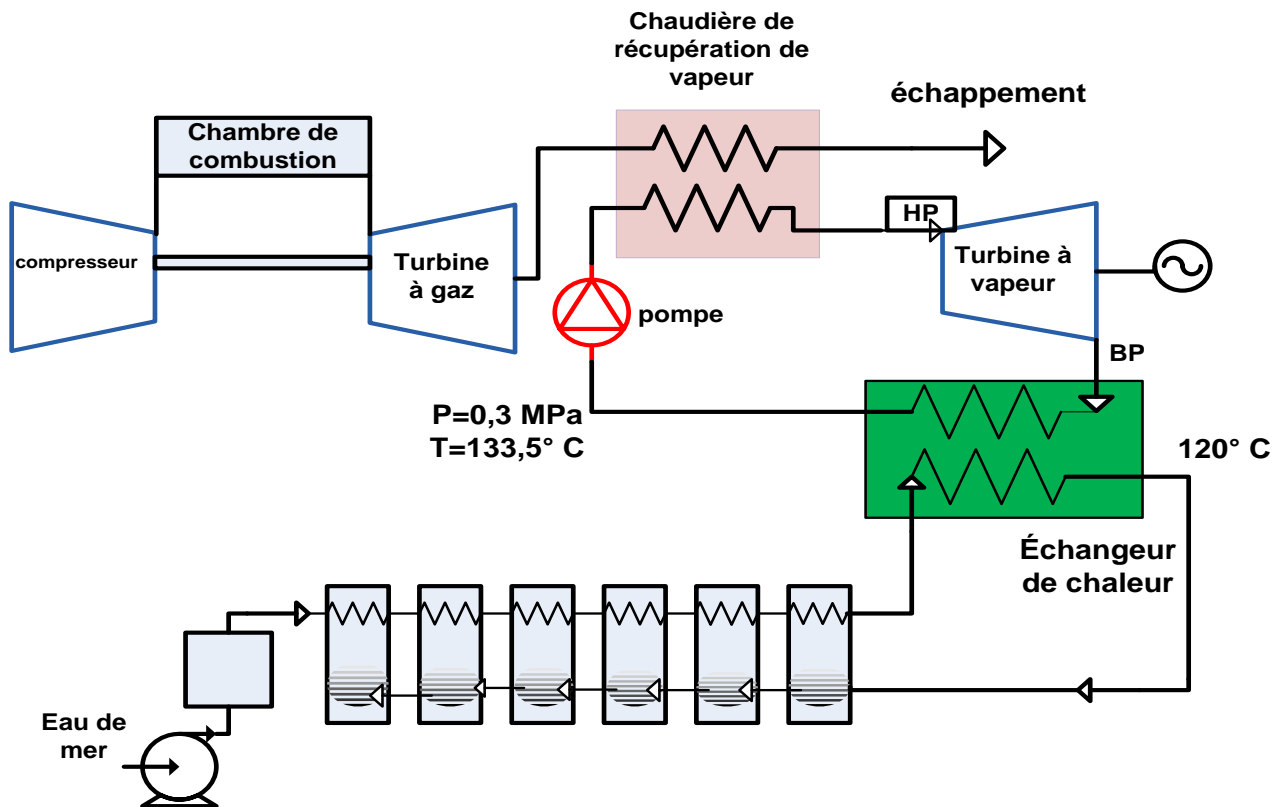


Figure III- 4: Configuration de l'installation projetée

Du point de vue thermique, le couplage de l'unité de dessalement d'eau de mer avec la centrale à cycle combiné permet une amélioration de la rentabilité énergétique par rapport à l'installation existante. En effet, cette variante permet une meilleure utilisation de l'énergie contenue dans les gaz d'échappement, en installant des chaudières à un seul niveau de pression.

Pour augmenter la production d'électricité, on utilise des chaudières de récupérations pour récupérer la chaleur issue des turbines à gaz. Cela permet de produire de la vapeur vive surchauffée HP.

La vapeur vive se détend dans une turbine à contre pression pour atteindre la température nécessaire dans l'unité de dessalement MSF.

Conclusion

Dans ce qui suit nous essayerons de déterminer la puissance de la turbine à vapeur que nous devons combiner aux turbines à gaz

Toute centrale thermique prévue, d'une part, pour produire de l'énergie électrique et d'autre part, pour alimenter en vapeur des unités de dessalement d'eau de mer, doit être conçue de sorte à satisfaire aux exigences suivantes : contrôlabilité, alimentation fiable, fonctionnement simple et économique.

Chapitre IV

Dimensionnement du projet

4-DIMENSIONNEMENT DU PROJET

Le dimensionnement du projet consiste à déterminer les caractéristiques techniques des différentes composantes : la chaudière, la turbine, l'échangeur et l'unité de dessalement.

4.1. Dimensionnement des équipements liés à la centrale électrique

Les équipements à installer pour la centrale électrique sont une chaudière de récupération, une turbine à vapeur et un échangeur de chaleur à contre courant.

4.1.1. La chaudière

a. Description

Dans une chaudière de récupération du type tour ou horizontale, le transfert de chaleur se fait dans un ensemble d'échangeurs comme le montre la figure IV-1 ci-dessous:

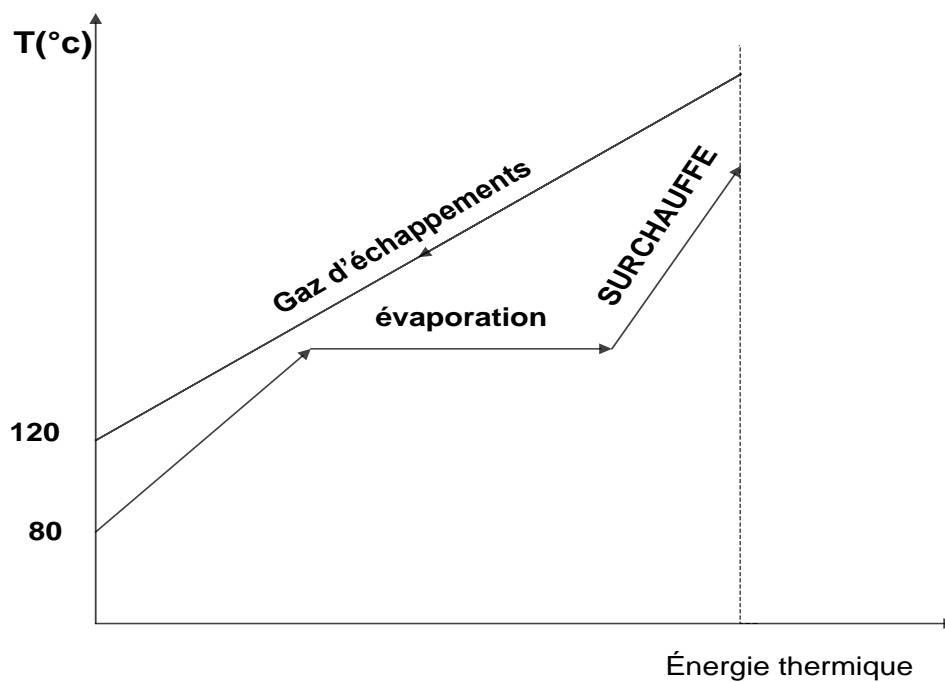


Figure IV- 1:Schéma d'une chaudière de récupération [22]

Elle comprend : l'économiseur, l'évaporateur et le surchauffeur.

- **l'économiseur** est le dernier échangeur sur le trajet des fumées. Son but est de réchauffer l'eau d'alimentation jusqu'à une température proche de la température de saturation ;
- **l'évaporateur** ou vaporisateur est le seul échangeur du dispositif qui n'élève pas la température du fluide ;
- **le surchauffeur**, est le premier échangeur traversé par les fumées. Il porte la vapeur à ses conditions d'utilisation ;

Enfin, l'utilisation comporte un **ballon de chaudière** dans lequel règne un équilibre eau vapeur. Il assure un certain relai entre les différents échangeurs et son état (pression, température, niveau, etc.) est étroitement surveillé, car il est le garant du bon fonctionnement de la chaudière de récupération [22].

- **Circuit eau**

L'eau froide, en provenance de la bache alimentaire est envoyée par la pompe dans l'échangeur économiseur. L'eau ainsi réchauffée passe dans le ballon, puis ensuite, dans l'évaporateur. Le ballon sépare la phase liquide de la phase vapeur. La vapeur produite est envoyée dans le surchauffeur.

- **Circuit des gaz brûlés**

Les gaz brûlés entrent dans la chaudière à une température de l'ordre de 580° C et en ressortent à une température de 120 ou 100° C. On préfère prendre 120° C, pour éviter la température de rosée, qui entraînera des problèmes de corrosion au niveau des aubages de la turbine.

La différence de température entre les gaz d'échappement et la vapeur saturée est appelée **pincement**. Ce pincement doit être le plus faible possible d'un point de vue énergétique.

Cependant, plus il est sera faible, plus la surface d'échange nécessaire sera importante.

Il y a donc un optimum économique à trouver (8 à 15° C) [22].

En premier lieu, nous avons les gaz entrants dans la chaudière à 582° C et sortants à 120° C.

La pression d'entrée de l'eau est à 125 bars, cette valeur est imposée par le constructeur ALSTOM pour des raisons liées à la configuration de la centrale et une température de sortie de la vapeur surchauffée variable de 450° C à 500° C.

Nous avons pris les paramètres relatifs à la pression et à la température tels que fixés par le constructeur ALSTOM pour des raisons liées à la configuration de la centrale.

1. Pression optimale

Dans le cas des chaudières à un niveau de pression, le niveau de cette dernière est égale à 125 bars proposés par le constructeur comme pression optimale.

2. Températures

Une chaudière de récupération à un niveau de pression permet une récupération de l'énergie, elle permet de baisser davantage la température des gaz à l'échappement.

La température de l'eau d'alimentation étant égale à 80° C, cela est dû au traitement qui lui est imposé avant d'être injectée dans la chaudière (elle est déminéralisée) et nous fixons la température des gaz à l'échappement des chaudières à une valeur de l'ordre de 120° C pour éviter la corrosion dans la cheminée.

Concernant la température de la vapeur surchauffée, à la sortie de la chaudière, nous la considérons variable entre 450 et 500° C.

b. Calcul du débit d'eau à l'entrée de la chaudière

Le flux de chaleur libérée par la chaudière est donné par:

$$Q_{CR} = \eta_{CR} C_{p_f} \dot{m}_g (T_{e\text{écha}} - T_{s\text{écha}}) \dots\dots\dots (1)$$

Où :

\dot{m}_g : le débit massique des gaz d'échappement ;

η_{CR} : les pertes par irréversibilités de la chaudière de récupération de 3 %, son rendement sera de 97 %.

$T_{e\text{écha}}$ et $T_{s\text{écha}}$ étant les températures des gaz d'échappement à l'entrée et à la sortie de la chaudière.

Nous avons pris comme capacité calorifique à pression constante, $C_{p_f} = 1,1$ kJ/kg.k

Cela conduit à un flux de chaleur Q_{CR} égal à :

$$Q_{CR} = 0,97 \cdot 591,3 \cdot 1,1 \cdot (582 - 120) \text{ kW}$$

$$Q_{CR} = 291483,7 \text{ kW}$$

Ce sont les gaz d'échappements qui cèdent une partie de leur chaleur qui sera égale à Q_{CR} .

Le calcul du débit d'entrée d'eau dans la chaudière se déduit du flux de chaleur Q_{CR} ;

Nous avons pris la température de l'eau à l'entrée 80°C , cela est dû au traitement qui lui est imposé avant d'être injectée dans la chaudière (elle est déminéralisée).

$$Q_{CR} = \dot{m}_e (h_{si} - h_{ei}) \dots\dots\dots (2)$$

Où :

h_{si} : l'enthalpie de sortie de la vapeur surchauffée de la chaudière ;

h_{ei} : l'enthalpie d'entrée de l'eau dans la chaudière ;

\dot{m}_e : le débit d'eau à l'entrée de la chaudière ;

$$h_{ei} = 342,83 + \frac{12,5 - 10}{15 - 10} \times 3,98 \text{ (par interpolation)}$$

$$h_{ei} = 344,82 \text{ KJ/kg. (Des tables du liquide comprimé).}$$

Nous fixerons la température de sortie de la vapeur surchauffée de la chaudière à une température de l'ordre de 500°C . Ainsi des tables de la vapeur surchauffée nous aurons :

$$h_{si} = 3341,8 \text{ (kJ/kg)}$$

$$S_{si} = 6,4618 \text{ (kJ/kg.K)}$$

$$P = 125 \text{ bar}$$

Où :

h_{si} : l'enthalpie de sortie de la vapeur surchauffée de la chaudière

S_{si} : l'entropie de sortie de la vapeur surchauffée de la chaudière

De l'équation (2) nous obtiendrons un débit d'eau à l'entrée de la chaudière égale à :

$$\dot{m}_e = \frac{Q_{CR}}{h_{si} - h_{ei}} = \frac{2914837}{3341,8 - 344,82} = 100,27 \text{ kg/s}$$

4.1.2. La turbine à vapeur

4-1-2-1-Détermination de la puissance de la turbine à vapeur

Pour des raisons liées aux coûts d'investissements, nous avons choisi d'essayer deux configurations, pour ce qui est des turbines à vapeur. Une première configuration avec une turbine à vapeur à condensation et une seconde configuration avec une turbine à vapeur à contre pression.

Comme nous pouvons le voir sur la figure IV-2 le diagramme T-S des deux turbines à vapeur choisis

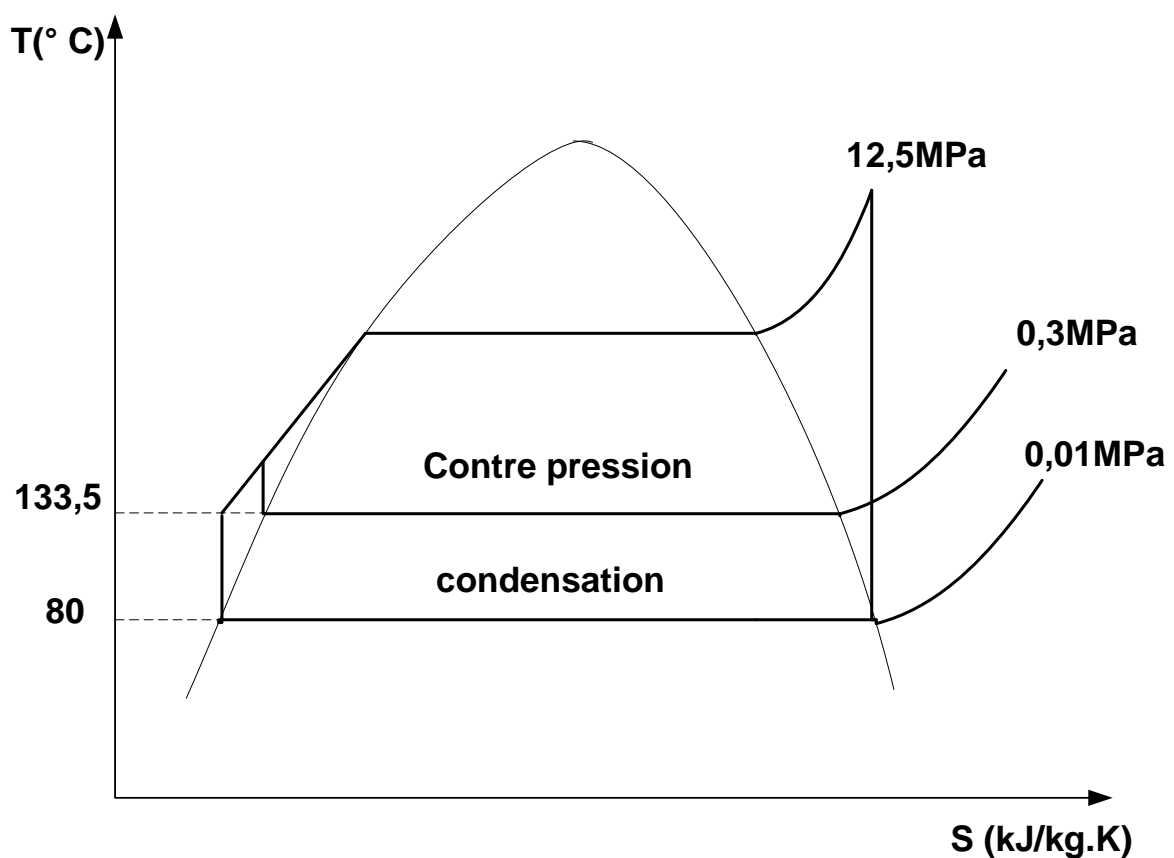


Figure IV- 2:Diagramme T-S des deux turbines à vapeur

a. Turbine à condensation

Sa spécificité est qu'elle fait sortir une vapeur saturée à basse pression de l'ordre de 10 kPas, .

Nous avons pris différentes pressions à la sortie de cette dernière et nous avons obtenu les résultats suivants qui sont dans le tableau IV-1:

Le tableau IV-1 ci-dessous nous donne les paramètres de sortie de la turbine à vapeur à condensation ainsi que la puissance délivrée par cette dernière.

Avec :

P_{bp} : pression basse pression (déduite des tables de la vapeur) ;

$T_{s\text{ tav}}$: température de la vapeur à la sortie de la turbine à vapeur (déduite des tables de la vapeur) ;

$h_{bp\text{ isen}}$: l'enthalpie isentropique de la vapeur saturée à basse pression (déduite des tables de la vapeur) ;

$h_{bp\text{ réel}}$: l'enthalpie réelle de la vapeur basse pression ;

La puissance de la turbine à vapeur se calcule comme suit :

$$P = n_{CR} \dot{m}_v (h_{hp} - h_{bp}) \dots\dots\dots (3)$$

Où:

n_{CR} : le nombre de chaudières de récupération ;

\dot{m}_v : le débit de vapeur sortant de la turbine à vapeur ;

h_{hp} : l'enthalpie haute pression à l'entrée de la turbine à vapeur ;

En réalité la détente n'est pas isentropique, il faut donc tenir compte du rendement isentropique η_{is} de la turbine dans le calcul de sa puissance :

$$\eta_{is} = 0.90$$

La puissance effective de la turbine sera alors :

$$P_{eff} = P_{utile} \cdot \eta_{is}$$

Tableau IV- 1 : Calcul des différentes puissances utiles et effectives

P_{bp} (k pas)	$T_{s\text{ tav}}$ (°C)	$h_{bp\text{ isen}}$ (kJ/kg)	$\eta_{isen} =$	$h_{bp\text{ réel}}$ (kJ/kg)	P_{utile} (kW)	P_{eff} (kW)
10	45,81	2584,7	0,85	2698,265	64527,254	58074,5
15	53,97	2599,1	0,85	2710,500	63300,450	56970
20	64,97	2609,7	0,85	2719,510	62397,018	56157
25	69,10	2618,2	0,85	2726,740	72555,372	65300

Dans notre configuration nous avons opté pour la pression 10 k Pa qui correspond à une température de 45° C

Remarque

Dans ce ou l'on a utilisé la turbine à condensation, les températures de sortie de cette dernière sont inférieures à 100° C. avec des températures de cet ordre le dessalement d'eau de mer n'est pas intéressant, on aura en définitive juste un surplus de production d'électricité.

b. Turbine à contre pression

Sa spécificité est qu'elle fait sortir une vapeur saturée à basse pression de l'ordre de 0,3 M Pa.

Nous avons pris différentes pressions à la sortie de cette dernière et nous avons obtenus les résultats suivants qui sont dans le tableau IV-3:

Le tableau IV-3 ci-dessous donne les paramètres de sortie de la turbine à contre pression ainsi que la puissance délivrée par cette dernière.

Avec :

$T_{s \text{ tav}}$: température de la vapeur à la sortie de la turbine à vapeur (déduite des tables de la vapeur saturée) ;

$h_{bp \text{ réel}}$: l'enthalpie réelle de la vapeur basse pression (déduite des tables de la vapeur) ;

$h_{bp \text{ isen}}$: l'enthalpie isentropique de la vapeur basse pression (déduite de l'équation du

rendement isentropique $\eta_{isen} = \left(\frac{T_e - T_{réel}}{T_e - T_{isen}} \right) \dots\dots\dots (4)$

La puissance de la turbine à vapeur se calcule comme suit :

$$P = n_{CR} \dot{m}_v (h_{hp} - h_{bp})$$

Où:

n_{CR} : le nombre de chaudières de récupération ;

\dot{m}_v : le débit de vapeur sortant de la turbine à vapeur ;

h_{hp} : l'enthalpie haute pression à l'entrée de la turbine à vapeur ;

En réalité la détente n'est pas isentropique, il faut donc tenir compte du rendement isentropique η_{is} de la turbine dans le calcul de sa puissance.

$$\eta_{is} = 0.9$$

La puissance effective de la turbine sera alors :

$$P_{eff} = P_{utile} \cdot \eta_{is}$$

Tableau IV- 2 : Calcul des différentes puissances utiles et effectives

P_{bp} (MPa)	$T_{s \text{ tav}}$ (°C)	$h_{bp \text{ isen}}$ (kJ/kg)	η_{isen}	$h_{bp \text{ réel}}$ (kJ/kg)	P_{utile} (kW)	P_{eff} (kW)
0,225	124,00	2712,1	0,85	2806,55	53669,52	48302,56
0,250	127,44	2716,9	0,85	2810,63	53260,41	47934,37
0,275	130,60	2721,3	0,85	2814,37	52885,40	47596,0
0,300	133,55	2725,3	0,85	2817,77	52544,48	47290,0

Dans notre configuration nous avons opté pour prendre une pression de sortie 0,3 MPa et une température de 133,5° C.

Remarque

Dans ce ou l'on a utilisé la turbine à contre pression, les températures de sortie de cette dernière sont supérieurs à 100° C. avec des températures de cet ordre le dessalement d'eau de mer est intéressant et on aura en définitive une production d'électricité et une production d'eau dessalée.

4.1.3. L'échangeur de chaleur

a. Définition :

Un échangeur de chaleur est un appareil qui transmet de la chaleur d'un fluide à un autre à travers une paroi conductrice. Le fluide chaud se refroidit en cédant de la chaleur au fluide froid qui s'échauffe. Ce transfert de chaleur peut se faire suivant le cas avec ou sans changement de phase d'un des fluides [23].

b. Classifications des échangeurs

Suivant le sens de parcours des deux fluides, on distingue trois grandes familles d'échangeurs :

- **Echangeurs à courants parallèles**

Les deux fluides circulent parallèlement l'un à l'autre et dans le même sens de part et d'autre d'une paroi.

- **Echangeurs à contre-courant**

Les deux fluides circulent comme précédemment parallèlement l'un à l'autre de part et d'autre d'une paroi, mais en sens opposés.

- **Echangeurs à courant croisés**

Les deux fluides circulent perpendiculairement l'un à l'autre.

c. Bilan thermique d'un échangeur

Soit un échangeur parcouru par un fluide chaud d'une part et un fluide froid d'autre part, ayant pour caractéristiques :

Tableau IV- 3: Caractéristiques d'un échangeur[23]

	Fluide chaud	Fluide froid
Débit massique	m_c	\overline{m}_f
Chaleur massique	C_{pc}	C_{pf}
Température d'entrée	θ_{ec}	$\overline{\theta}_{ef}$
Température de sortie	θ_{sc}	$\overline{\theta}_{sf}$

On suppose que l'échangeur est convenablement calorifugé, que le régime est permanent et que toute la chaleur cédée par le fluide chaud est récupérée par le fluide froid, ce qui se traduit par :

$$\Phi = m_c C_{pc} (\theta_{ec} - \theta_{sc}) = \overline{m}_f C_{pf} (\overline{\theta}_{sf} - \overline{\theta}_{ef}) \dots\dots\dots (5)$$

d. Calcul du flux de chaleur

L'échangeur le plus approprié au projet est l'échangeur à (condensation), étant donné qu'il n'y a pas de changement de phase qui s'opère dans le circuit primaire, l'échange est scinder en une partie : condensation.

Le processus thermodynamique ayant lieu à pression constante, le flux de chaleur échangé Q est égal à la variation totale d'enthalpie du fluide primaire - ΔH

$$Q = \Delta H = h_{\text{vap}} - h_{\text{cond}} \dots\dots\dots (6)$$

Où :

h_{vap} : enthalpie de la vapeur à l'entrée de l'échangeur ;

h_{cond} : enthalpie de l'eau à la sortie de l'échangeur ;

En introduisant le débit massique, on aura :

$$\Phi = m_c (h_{\text{vap}} - h_{\text{cond}}) \dots\dots\dots (7)$$

$$\Phi = 100,27 (2725,3 - 563,40)$$

$$\Phi = 216773,71 \text{ kW}$$

4.1.4. Calcul du rendement

- **Rendement thermodynamique (%) [19] :**

$$\eta_{cc} = \eta_g + (1 - \eta_g) \varepsilon \eta_v \dots\dots\dots (8)$$

Où :

η_g est le rendement de la turbine à gaz ;

η_v est le rendement de la turbine à vapeur ;

ε : est l'efficacité du GVR ;

AN : pour le cas de la turbine à vapeur à condensation son rendement

$$\eta_v = \frac{h1 - h2}{h1 - h4} = \frac{3341,8 - 2457,29}{3341,8 - 344,82} = 0,29$$

$$\varepsilon = \frac{1}{1-\eta_g} \times \frac{Q_v}{Q_g} \dots\dots\dots (9)$$

Où :

Q_v : quantité de chaleur fournie à la turbine à vapeur ;

Q_g : quantité de chaleur fournie à la turbine à gaz.

$$\varepsilon = \frac{1}{1-0,42} \times \frac{291,48}{620,52} = 0,80$$

Et le rendement du cycle sera égale à

$$\eta_{cc} = \eta_g + (1-\eta_g) \varepsilon \eta_v$$

$$\eta_{cc} = 0,42 + (1-0,42) 0,80 \cdot 0,29$$

$$\eta_{cc} = 0,556 = 55,6 \%$$

Pour le cas de la turbine à vapeur à contre pression son rendement

$$\eta_v = \frac{h1-h2}{h1-h4} = \frac{3341,8 - 2573,804}{3341,8 - 344,82} = 0,25$$

$$\varepsilon = \frac{1}{1-0,42} \times \frac{291,48}{620,52} = 0,80$$

Et le rendement du cycle sera égale à

$$\eta_{cc} = 0,42 + (1-0,42) 0,80 \cdot 0,25$$

$$\eta_{cc} = 0,536 = 53,6 \%$$

4.2. Dimensionnement de l'unité MSF

Nous avons opté pour ce procédé car il convient le mieux pour des installations de grandes capacités.

L'unité de dessalement est composée principalement des éléments suivants :

- une chaudière d'eau de mer
- Un évaporateur ;
- Un réchauffeur de saumure ;
- Une source de chaleur pour le chauffage de la saumure ;

- Un système d'extraction des gaz incondensables qui entretient le vide dans l'évaporateur ;
- Une pompe d'alimentation d'eau de mer ;
- Une pompe de recirculation de saumure ;
- Une pompe d'extraction du distillat ;
- Une pompe de déconcentration et rejet de saumure ;
- Un système de dosage de produits antitartre ;
- Parfois un système de dégazage de l'eau de mer d'appoint.

4.2.1. Détermination du nombre d'unités MSF

Afin de choisir un nombre d'unités adéquat nous devons tenir compte du fait que:

- Le nombre d'unités minimal, réduit le coût de l'investissement, les frais d'exploitation et de construction et également le délai de construction;
- En cas de panne d'une unité pendant qu'une autre est à l'arrêt pour révision générale, il faut prévoir des unités de stockage d'eau pour répondre au besoin minimum d'eau douce. Nous considérons ce besoin minimum égal à environ 30000 m³/j.

En se basant sur ces paramètres, nous fixons un nombre d'unités égal à 1 avec une capacité unitaire de 30.000 m³ pour manque de places.

Pour faire face aux fluctuations journalières de la demande, tout en maintenant la production régulière du dessalement, il est nécessaire de constituer une réserve d'eau douce. Cette réserve doit être de capacité suffisante pour satisfaire la demande minimale pendant les périodes d'entretien dues à une panne et/ou d'un arrêt pour révision d'une unité de dessalement.

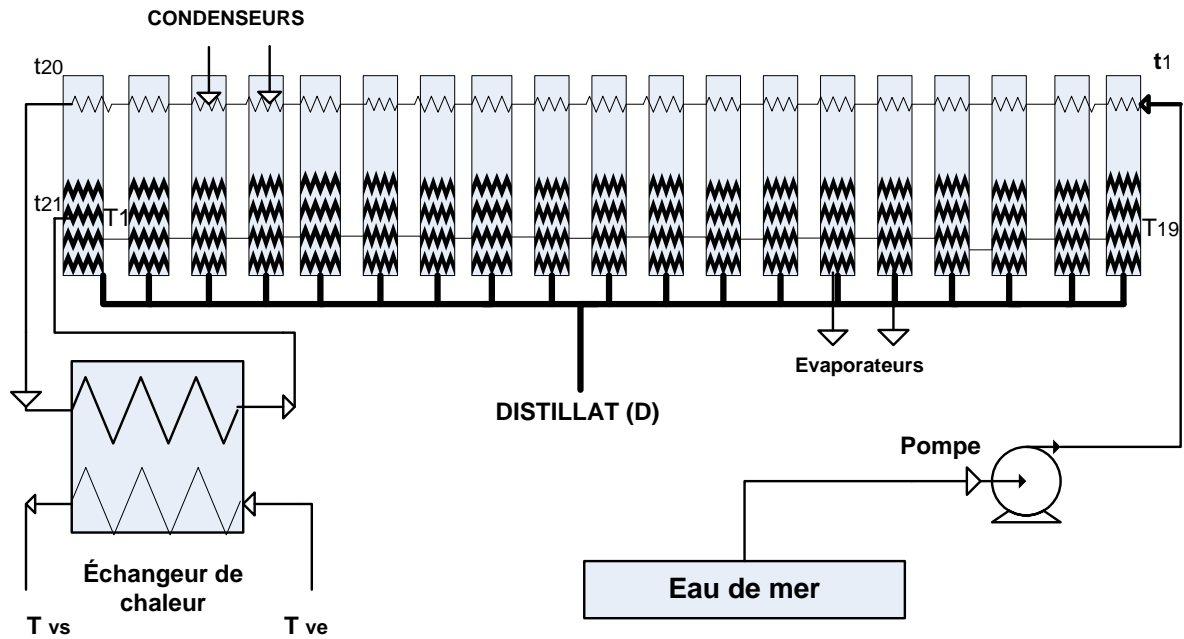


Figure IV- 3 : Schéma de principe de l'unité de dessalement MSF

La température d'eau de mer, à l'entrée des évaporateurs est de 120° C, celle de sortie est de 25° C. Dans notre cas, nous prendrons un écart de température entre deux évaporateurs successifs qui sera de 5° C. Le bilan thermique pour chaque évaporateur est déduit du premier principe de la thermodynamique selon lequel :

***1^{er} évaporateur (24)**

$$w \cdot C_P \cdot t_{20} = m_1 \cdot h_{1g} + (w - m_1) \cdot C_P \cdot T_1$$

D'où :

$$m_1 / w = x_1 = C_P (t_{20} - T_1) / (h_{1g} - C_P \cdot T_1)$$

Avec : w, m₁, et C_P : désignent respectivement le débit massique de l'eau de mer, de l'eau évaporée, la chaleur latente et la capacité calorifique à pression constante.

t₂₀ : température de sortie d'eau de mer du dernier condenseur ;

T₁ : température de sortie de la vapeur de la première chambre flash ;

***2^{ème} évaporateur (24)**

$$(w - m_1) C_P T_1 = m_2 h_{2g} + (w - m_1 - m_2) C_P T_2$$

D'ou:

$$m_2/w = x_2 = C_P (1 - x_1) (T_1 - T_2) / (h_{2g} - C_P T_2)$$

***3^{ème} évaporateur (24)**

$$m_3/w = x_3 = C_P (T_2 - T_3) (1 - (x_1 + x_2)) / (h_{3g} - C_P T_3)$$

***4^{ème} évaporateur**

$$m_4/w = x_4 = C_P (T_3 - T_4) (1 - (x_1 + x_2 + x_3)) / (h_{4g} - C_P T_4)$$

-

-

-

-

***J^{ème} évaporateur**

$$x_j = m_j/w = (C_P (T_{j-1} - T_j) (1 - \sum_{m=1}^{j-1} x_m)) / (h_{jg} - C_P T_j)$$

La capacité totale de production de vapeur condensée est donnée par :

$$X = \sum_{m=1}^{19} x_m = D/w$$

Ce qui permet de déduire le débit de distillat, D :

$$D = w \sum_{m=1}^{19} x_m$$

- Bilans Energétiques dans les condenseurs :

Le bilan thermique pour chaque condenseur est déduit du premier principe de la thermodynamique donne, selon l'équation :

1^{er} condenseur

$$w \cdot (t_2 - t_1) = \left[w - \sum_{i=1}^{18} m_i \right] \cdot T_{18} - \left[w - \sum_{i=1}^{19} m_i \right] \cdot T_{19}$$

D'où :

$$t_2 = t_1 + (T_{18} - T_{19}) - \sum_{i=1}^{18} x_i \cdot T_{18} + \sum_{i=1}^{19} x_i \cdot T_{19}$$

Où :

W : le débit d'eau de mer ;

t_2 : température de sortie de l'eau de mer du premier condenseur ;

t_4 : température d'entrée de l'eau de mer au premier condenseur ;

T_{19} : température de sortie de la vapeur de la première chambre flash.

2^{ème} condenseur

$$w \cdot (t_3 - t_2) = \left(w - \sum_{i=1}^{17} m_i \right) \cdot T_{17} - \left(w - \sum_{i=1}^{18} m_i \right) \cdot T_{18}$$

D'où :

$$t_3 = t_2 + (T_{17} - T_{18}) - \sum_{i=1}^{17} x_i \cdot T_{17} + \sum_{i=1}^{18} x_i \cdot T_{18}$$

3^{ème} condenseur

$$w \cdot (t_4 - t_3) = \left(w - \sum_{i=1}^{16} m_i \right) \cdot T_{16} - \left(w - \sum_{i=1}^{17} m_i \right) \cdot T_{17}$$

D'où :

$$t_4 = t_3 + (T_{16} - T_{17}) - \sum_{i=1}^{16} x_i \cdot T_{16} + \sum_{i=1}^{17} x_i \cdot T_{17}$$

4^{ème} condenseur

$$w \cdot (t_5 - t_4) = \left(w - \sum_{i=1}^{15} m_i \right) \cdot T_{15} - \left(w - \sum_{i=1}^{16} m_i \right) \cdot T_{16}$$

D'où :

$$t_5 = t_4 + (T_{15} - T_{16}) - \sum_{i=1}^{15} x_i \cdot T_{15} + \sum_{i=1}^{16} x_i \cdot T_{16}$$

Où :

W : le débit d'eau de mer ;

t₅ : température de sortie de l'eau de mer du quatrième condenseur ;

t₄ : température d'entrée de l'eau de mer au quatrième condenseur ;

T₁₆ : température de sortie de la vapeur de la quatrième chambre flash.

En premier lieu, nous calculons la température à l'entrée de l'échangeur pour trouver le nombre d'étages « n » nécessaire pour notre unité de dessalement. Le flux de chaleur est donné par :

$$\Phi = m_e C_p \Delta T$$

La chaleur spécifique moyenne, C_{p moy} = 1,2 kJ/kg.k

La température d'entrée de l'échangeur se déduit de :

$$\Phi = m_e C_p (T_s \text{ échangeur} - T_e \text{ échangeur})$$

$$T_e \text{ échangeur} = T_s \text{ échangeur} - \frac{\phi}{m_e \times C_p}$$

Pour les différentes quantités de chaleur trouvées nous avons le tableau IV-6 ci-dessous qui donne les différentes températures à l'entrée de l'échangeur.

Tableau IV- 4 : Calcul des différentes températures d'eau à l'entrée de l'échangeur

Φ (W)	T _e échangeur (° C)
203987051,70	111,50
201971407,67	111,58
200013907,22	111,66
198075787,96	111,74
196195812,30	111,82
194335217,80	111,90

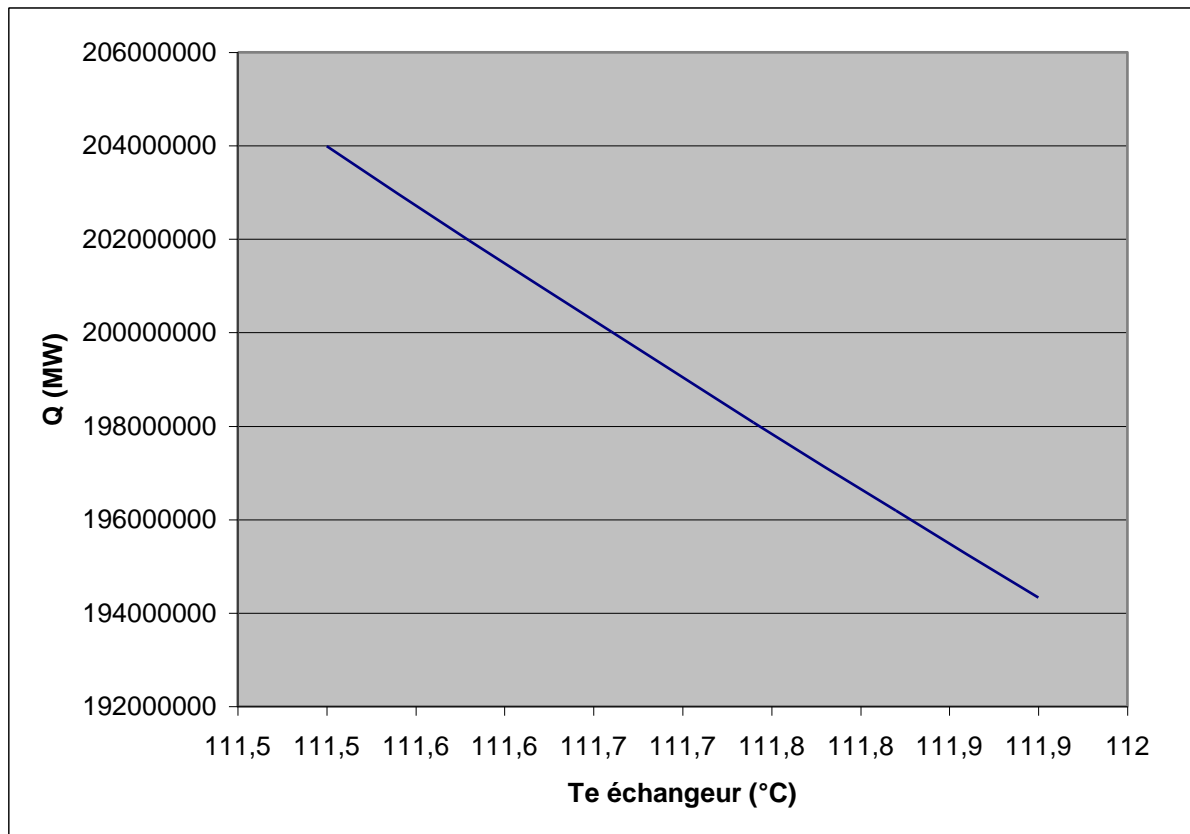


Figure IV- 4: Evolution du flux de chaleur cédé à l'unité MSF en fonction de la température de sortie de l'échangeur T_e (°C)

Remarque

La différence de température maximale entrée-sortie condenseur est de 9° C.

On prenant comme température d'entrée de l'eau de mer 15° C, on aura :

$$T_{e \text{ échangeur}} - t_1 = 111 - 15 = 96^\circ \text{ C.}$$

En considérant une différence de température de 5° C entre deux cellules, on trouve un nombre de 19 cellules.

On peut écrire :

$$t_{20} - t_1 = t_{21} - T_{19} = 96^\circ \text{ C.}$$

Ce qui permet de déduire

$$T_{19} = t_{21} - 96$$

$$T_{19} = 24^\circ \text{ C.}$$

Les tables IV-7 ci-dessous donnent les paramètres de la vapeur d'eau (pression, volume spécifique et chaleur latente) pour chaque température au niveau de l'évaporateur. Elles donnent les valeurs numériques de ces grandeurs pour chaque cellule de l'unité de dessalement et cela pour un écart de température de 5° C entre deux évaporateurs.

Tableau IV- 5 : Tableau récapitulatif (température, pression, volume spécifique et chaleur latente) cellules

Température T (°C)	Pression P (k Pa)	Volume spécifique v (m ³ /kg)	Chaleur latente hg (kJ/kg)
T ₁₉ = 25	3,169	43.30	2547.2
T ₁₈ = 30	4.246	32.89	2556.4
T ₁₇ = 35	5.628	25.22	2565.4
T ₁₆ = 40	7.384	19.52	2574.3
T ₁₅ = 45	9.593	15.26	2583.2
T ₁₄ = 50	12.349	12.03	2592.1
T ₁₃ = 55	15.758	9.568	2600.9
T ₁₂ = 60	19.940	7.671	2609.6
T ₁₁ = 65	25.03	6.197	2618.3
T ₁₀ = 70	31.19	5.042	2626.8
T ₉ = 75	38.58	4.131	2635.3
T ₈ = 80	47.39	3.407	2643.7
T ₇ = 85	57.83	2.828	2651.9
T ₆ = 90	70.14	2.361	2660.1
T ₅ = 95	84.55	1.982	2668.1
T ₄ = 100	101.35	1.6729.	2676.1
T ₃ = 105	120.82	1.4194	2683.8
T ₂ = 110	113.27	1.2102	2691.5
T ₁ = 115	169.06	1.0366	2699.0

4.2.2. Capacité de stockage de l'eau douce

Les capacités de production de vapeur, x_j , données par les relations « j » ci-dessus, pour chaque cellule, ainsi que les températures dans les condenseurs de chaque cellule sont regroupées dans le tableau IV-8 ci-dessous. La température d'entrée d'eau de mer choisie est celle du mois de janvier : $t_{1e} = 15^\circ \text{C}$.

Tableau IV- 6 : Capacité de production de vapeur dans l'unité

Taux de Production de vapeur par celluloses	Températures dans les condenseurs de l'unité (°C) pour $t_{1e} = 15^\circ \text{C}$
$X_1 = 0.003473$	$t_{1e} = 15$
$X_2 = 0.003471$	$t_2 = 19,68$
$X_3 = 0.003468$	$t_3 = 24,36$
$X_4 = 0.003466$	$t_4 = 29,04$
$X_5 = 0.003464$	$t_5 = 33,72$
$X_6 = 0.003463$	$t_6 = 38,40$
$X_7 = 0.003461$	$t_7 = 43,08$
$X_8 = 0.003460$	$t_8 = 47,76$
$X_9 = 0.003458$	$t_9 = 52,44$
$X_{10} = 0.003457$	$t_{10} = 57,12$
$X_{11} = 0.003456$	$t_{11} = 61,80$
$X_{12} = 0.003455$	$t_{12} = 66,48$
$X_{13} = 0.003454$	$t_{13} = 71,16$
$X_{14} = 0.003453$	$t_{14} = 75,84$
$X_{15} = 0.003453$	$t_{15} = 80,52$
$X_{16} = 0.003452$	$t_{16} = 85,20$
$X_{17} = 0.003452$	$t_{17} = 89,88$
$X_{18} = 0.003451$	$t_{18} = 94,56$
$X_{19} = 0.003450$	$t_{19} = 99,24$

La capacité totale de production de vapeur est :

$$X = \sum_{i=1}^{19} x_i = 0.065717 = \frac{D}{W}$$

Ce chiffre n'est pas très loin de celui de la littérature. Pour un débit d'eau de mer, $w = 20000 \text{ m}^3/\text{h}$, la production d'eau de distillat sera alors de : $D = 1314,34 \text{ m}^3/\text{h}$ pour l'unité.

La production d'eau distillée est de $31536 \text{ m}^3/\text{J}$.

Conclusion

Dans ce chapitre nous avons l'aspect dimensionnement du projet par la détermination des puissances des turbines à vapeur pour les deux types utilisés ainsi que la capacité d'eau distillée produite dans la centrale. Dans ce qui suit nous présenterons deux aspects du

problème, aussi importants que le dimensionnement et qui sont : la protection de l'environnement et le coût du projet.

Chapitre V

Protection de l'environnement

5-PROTECTION DE L'ENVIRONNEMENT

Comme tout projet, l'aspect environnemental joue un rôle très important dans la prise de décision. Le projet vise aussi une réduction des impacts sur l'environnement par l'élimination ou la réduction des différents rejets existants actuellement au niveau de la centrale électrique du Hamma. S'agissant d'une unité industrielle implantée en milieu urbain, ces rejets ont un impact à la fois sur les populations et sur les différents milieux biologiques récepteurs (air, eau, sol) existants au voisinage de l'installation.

5.1. Impact des Installations industrielles

Les effets d'une centrale électrique sur l'environnement sont à la fois, fonction de l'installation elle-même et de son site d'implantation. En ce qui concerne les centrales thermiques, ces effets ont leur origine dans différents éléments de l'installation.

Les équipements essentiels dont est composée une centrale thermique sont:

- Equipements de conditionnement et de stockage des combustibles ;
- Installations de combustion et de production de vapeur ;
- Equipements de production d'énergie électrique et de chaleur ;
- Equipement de traitement des fumées, des résidus solides et liquides ;
- Equipements de réfrigération [25].

Les effets sur l'environnement sont synthétisés dans le tableau V-1 ci-dessous, en fonction du type d'installation et de la nature de la production.

Tableau V- 1: Différents types d'émissions pouvant être générés par une centrale thermique Processus [25]

Type d'émission	Combustion et production de vapeur	Epuration des fumées	Production d'électricité	Installations de réfrigération	Traitement des résidus
Poussières	*			*	*
Gaz nocifs	*				*
Eaux usées	*	*		*	*
Résidus solides	*	*			*
Chaleurs perdues	*		*	*	
Bruit	*	*	*	*	*

5.1.1. Nature des impacts et leur effet

Les différents types d'émissions dans le cas des centrales électriques sont les émissions de chaleur et les nuisances sonores.

- **Emissions de Chaleurs perdues :**

Dans une centrale thermique, les plus importantes répercussions sur l'environnement sont celles imputables aux équipements de combustion et aux poussières et gaz nocifs qu'ils dégagent et des installations de stockage de combustible.

D'une façon générale, on peut affirmer que l'ampleur de l'impact sur l'environnement, en termes d'émissions de polluants, d'encombrement au sol de la centrale ainsi que des quantités de résidus va en croissant dans l'ordre: gaz, mazout, pétrole et charbon.

Dans le cas de l'unité du Hamma qui fonctionne au gaz naturel, il n'existe pas d'installation de conditionnement et de stockage des combustibles.

Les émissions peuvent avoir des effets nuisibles sur l'air ambiant, l'eau et les sols, de même que sur les êtres vivants, les plantes et les paysages [26].

- **Effet sur L'air :**

Sur le site d'une centrale thermique, l'air est surtout pollué directement par les émissions de poussières et de gaz nocifs.

Pour l'être humain, les effets néfastes des centrales thermiques peuvent s'exercer soit directement sous l'action des gaz nocifs sur l'organisme, soit indirectement, par le biais de la chaîne alimentaire ou des dégradations du cadre de vie. Si des gaz nocifs tels, SO_2 et NO_x , apparaissent en concentrations importantes, surtout en liaison avec des poussières fines, il peut en résulter des affections des voies respiratoires : des manifestations pathologiques dues au SO_2 et au NO_x sont susceptibles d'apparaître.

Les poussières et la plupart des gaz nocifs rejetés dans l'atmosphère, ou encore les produits de transformations chimiques, auxquels ils ont donné naissance dans l'atmosphère (par ex. NO_2 et nitrate provenant du monoxyde d'azote), retombent au sol avec les précipitations atmosphériques (pluie, neige) ou sous forme de particules sèches. Cela engendre une charge **polluante pour les eaux et le sol** pouvant nuire à la flore et à la faune [26].

Selon le combustible utilisé (type, composition, pouvoir calorifique) et le mode de combustion (foyer à cendres sèches ou foyer à cendres fondues), les gaz de combustion émis contiennent différentes quantités de polluants (poussières, métaux lourds, SO_x, NO_x, CO, CO₂, HCl, HF, composés organiques). Les taux d'émission possibles en fonction des combustibles utilisés et en l'absence de dispositifs d'épuration de fumées, sont présentés au tableau V-2 ci-dessous.

Tableau V- 2: Concentrations possibles de polluants dans les gaz non épurés [26]

Type d'émission	Gaz naturel	Mazout	Pétrole	Houille	Lignite
Oxydes de soufre (SO _x) – mg/m ³	20 - 50	300-2000	1000-10000	500-800	500-18000
Oxydes d'azote (NO _x) - mg/m ³	100-1000	200-1000	400 - 1200	600-2000	300 - 800
Poussières- mg/m ³	0 - 30	30 – 100	50 – 1000	3000-40000	3000-50000

Les taux d'émission données par le tableau V-2 au dessus sont fournis en mg/m³ de gaz comme le prescrivent les règlements en vigueur en Allemagne (Instructions Techniques sur le maintien de la pureté de l'air "TA-Luft", prescriptions relatives aux chaudières industrielles). Les valeurs SO_x et NO_x sont calculées sous la forme SO₂ et NO₂. Pour certains polluants, les valeurs limites sont énoncées sous forme de débit (kg/h par ex.).

b-Nuisances sonores

Parmi les nuisances imputables aux centrales thermiques, il faut citer le bruit qui agit à la fois sur les hommes et sur les animaux. Au nombre des principales sources de bruit d'une centrale, on peut citer les cheminées d'évacuation des fumées, les bandes transporteuses, les ventilateurs, les moteurs, les gaines de fumées, les tuyauteries et les turbines.

Une partie du personnel de la centrale est exposé à des bruits incommodes et, pour certains, d'une forte intensité.

5.1.2. Mesures de compensation ou de protection

a. Mesures contre les émissions de chaleur

Les mesures visant à réduire les pertes énergétiques d'une centrale électrique sur l'environnement peuvent, dans le cas d'une installation existante (telle que Hamma), se traduire par des modifications des conditions d'ensemble, à travers une utilisation rationnelle de l'énergie.

Parmi les mesures de protection faisant appel à des moyens techniques et visant la réduction des rejets, il existe la solution du traitement des gaz de fumées, afin d'en extraire les polluants avant leur rejet dans l'atmosphère.

Pour ce qui est de la présence des mesures, la priorité doit revenir aux dispositions visant à réduire ou mieux à éviter la pollution, le traitement ou le conditionnement des effluents et résidus ne devant intervenir qu'en second lieu. Autrement dit, on devra d'abord chercher à éviter l'apparition des polluants ou à les réduire, avant de mettre en œuvre des techniques de traitement secondaires.

Une solution peut être envisagée dans la recherche d'un accroissement du rendement, consiste, à titre, d'exemple à mettre au point des centrales de productions combinées, d'électricité et de chaleur, qui permettent de réduire les émissions de polluants par rapport aux quantités d'énergie produites. C'est le cas recherché dans notre cas d'étude en complétant le dispositif par une unité de dessalement d'eau de mer.

L'amélioration du rendement est également un bon moyen pour réduire les rejets de CO₂, polluants, figurant parmi les responsables du réchauffement climatique par effet de serre.

En ce qui concerne les effets sur l'environnement, on devra faire la distinction entre les effets directs, sous forme d'émissions de substances polluantes, etc., et les effets indirects tels que le transfert de polluants de l'atmosphère dans les cours d'eau. Dans ce qui suit, nous allons passer en revue les différents éléments subissant les effets de la pollution et les mesures de protection envisageables pour le cas de la centrale du Hamma.

b. Mesures contre les nuisances sonores

Par le recours à différentes mesures, il est possible d'éviter la gêne occasionnée par le bruit ou de la réduire de façon à la rendre tolérable. En tout état de cause, les dispositions prises doivent, avant tout, viser à protéger le personnel de la centrale. D'une part, on s'efforcera d'implanter la centrale à une distance suffisante des zones d'habitation les plus proches.

D'autre part, on veillera lors de la planification et de la construction des installations à prévoir toutes les dispositions nécessaires pour réduire les bruits à la source.

Les silencieux conviennent particulièrement pour l'atténuation de bruits provenant de la circulation de fluides, alors que le capotage des machines permet d'atténuer l'ensemble des bruits. Une autre mesure permettant de réduire à la fois les bruits émis et leur émergence est l'implantation des équipements sous abri. Dans une centrale électrique, ce type de construction vise également à protéger le matériel des intempéries.

Concernant les effets de bruit, l'absence de données sur les mesures d'intensité du bruit émis par la centrale et les niveaux de leur perception par les riverains, ne permettent pas d'analyser cette deuxième catégorie de nuisances identifiées pour les centrales électriques.

5.2. Impacts environnementaux

Dans ce qui suit, seuls les effets thermiques sont analysés compte tenu de l'orientation du sujet.

5.2.1. Quantification des impacts

Le tableau V-3 ci-dessous donne une analyse des fumées et des débits rejetés actuellement par la centrale du Hamma.

**Tableau V- 3 : Analyse des fumées et des débits rejetés actuellement
par la centrale du Hamma**

Date	T° ambiante (° C)	T° sortie gaz d'échappements (° C)	Les gaz analysés						
			CO (ppm)	CO ₂ (%)	CO ₂ (kg/s)	O ₂ (%)	O ₂ (kg/s)	NO _x (ppm)	SO ₂ (ppm)
01/10/06	30	570	25	3,6	21,28	14,3	84,5	51	0
02/10/06	32	569	22	3,6	21,28	14,4	85,14	50	0
03/10/06	33	571	21	3,6	21,28	14,4	85,14	52	0
04/10/06	29	570	20	3,6	21,28	14,3	84,5	51	0
07/10/06	28	571	28	3,6	21,28	14,4	85,14	49	0
08/10/06	29	570	25	3,7	21,8	14,5	85,7	48	0
09/10/06	28	571	23	3,6	21,28	14,5	85,7	50	0
10/10/06	27	571	22	3,5	20,69	14,5	85,7	49	0
11/10/06	28	570	21	3,7	21,80	14,4	85,1	48	0
14/10/06	26	571	22	3,7	21,80	14,5	85,7	47	0
15/10/06	25	572	23	3,7	21,80	14,5	85,7	49	0
16/10/06	23	572	23	3,7	21,28	14,5	84,5	49	0
17/10/06	22	572	22	3,7	21,28	14,5	85,14	49	0
18/10/06	21	572	21	3,7	21,28	14,5	85,14	49	0
21/10/06	20	572	20	3,7	21,28	14,5	84,5	49	0
22/10/06	28	572	28	3,7	21,28	14,5	85,14	49	0
23/10/06	25	572	25	3,7	21,80	14,5	85,7	49	0
28/10/06	23	572	23	3,7	21,28	14,5	85,7	49	0
29/10/06	22	572	22	3,7	20,69	14,5	85,7	49	0
30/10/06	21	572	21	3,7	21,80	14,5	85,14	49	0
31/10/06	22	572	22	3,7	21,80	14,5	85,7	49	0

5.2.2. Mesures de compensation des impacts

Dans ce qui suit, nous n'avons pris en compte que les impacts liés aux émissions de gaz. Les coûts de compensation de ces rejets sont en partie économisés à 80 % dans le cadre de notre projet (recyclage en cogénération). Pour les 20 % restants des volumes rejetés, les coûts unitaires ci-dessous, peuvent être appliqués pour l'estimation des effets négatifs de ces rejets. Dans la suite de l'étude, nous avons quantifié et estimé que les 80 %, en particulier, pour leur intégration sous forme d'avantages économiques pour l'exploitant et la collectivité.

c. Réduction des effets dans le cas de la cogénération

Dans la cogénération, les émissions des gaz d'échappements, sont réduits de 80% par rapport au cas initial, il est ainsi très avantageux du point de vue protection de l'environnement.

Dans le tableau V-4 ci-dessous, la même étude comparative est présentée qu'au paravent mais avec un taux de gaz économisé :

Tableau V- 4 : Analyse des fumées par intégration de la cogénération dans le processus

date	T° ambiante (° C)	T° sortie gaz d'échappements (° C)	Les gaz analysés						
			CO (ppm)	CO ₂ (%)	CO ₂ (kg/s)	O ₂ (%)	O ₂ (kg/s)	NO _x (ppm)	SO ₂ (ppm)
01/10/06	30	120	20	3,6	17,04	14,3	67,60	40,8	0
02/10/06	32	120	17,60	3,6	17,04	14,4	68,11	40	0
03/10/06	33	120	16,80	3,6	17,04	14,4	68,11	41,60	0
04/10/06	29	120	16,00	3,6	17,04	14,3	67,60	40,8	0
07/10/06	28	120	22,40	3,6	17,04	14,4	68,11	39,20	0
08/10/06	29	120	20,00	3,7	17,44	14,5	68,56	38,40	0
09/10/06	28	120	20,00	3,6	17,04	14,5	68,56	40,00	0
10/10/06	27	120	17,6	3,5	16,55	14,5	68,56	39,20	0
11/10/06	28	120	16,80	3,7	17,44	14,4	68,00	38,40	0
14/10/06	26	120	17,60	3,7	17,44	14,5	68,56	37,60	0
15/10/06	25	120	18,40	3,7	17,44	14,5	68,56	39,20	0
16/10/06	23	120	18,40	3,7	17,02	14,5	67,60	39,20	0
17/10/06	22	120	17,60	3,7	17,02	14,5	68,11	39,20	0
18/10/06	21	120	16,80	3,7	17,02	14,5	68,11	39,20	0
21/10/06	20	120	16,00	3,7	17,02	14,5	67,60	39,20	0
22/10/06	28	120	22,40	3,7	17,02	14,5	68,11	39,20	0
23/10/06	25	120	20,00	3,7	17,44	14,5	68,56	39,20	0
28/10/06	23	120	18,40	3,7	17,02	14,5	68,56	39,20	0
29/10/06	22	120	17,60	3,7	16,55	14,5	68,56	39,20	0
30/10/06	21	120	16,80	3,7	17,44	14,5	68,14	39,20	0
31/10/06	22	120	17,60	3,7	17,44	14,5	68,56	39,20	0

d. Estimation des coûts des mesures

- **Base de l'estimation**

L'estimation des coûts d'impact a été considérée comme équivalent aux taxes redevables par les industriels pollueurs en Europe.

Tableau V- 5 : Taxes à payer dues aux dégagements de gaz en Europe [27]

Polluant de l'air concerné par la TGAP	TGAP à la tonne de polluant émis par an par l'installation concernée
SO ₂	38,11 euros= 3811DA
NO ₂	45,73 euros = 4573 DA
CO ₂	Pas de taxation
NO	Pas de taxation

Tableau V- 6 : Concentrations possibles de polluants dans les gaz non épurés [27]

Polluant émis	Ppm (1gr/tonne)	Tonnage de gaz émis par an (million tonne/an)	Quantité de chaque produit émis par an (tonne/an)	TGAP à la tonne de polluant émis par an par l'installation concernée	La taxe à payer
SO ₂	21,0	14,900	312900 tonne/an	3811 da	1195 MDA
NO ₂	53,9	14,900	803110	4573 da	3673 MDA
CO ₂	Pas de taxe	14,900	Pas de taxe	Pas de taxe	Pas de taxe
NO	Pas de taxe	14,900	Pas de taxe	Pas de taxe	Pas de taxe

- **Calcul des coûts économisés**

La réduction des émissions de gaz sur l'environnement a un avantage en termes de gain en énergie et en investissement. Ce gain peut se résumer dans le tableau V-7 ci dessous :

Tableau V- 7 : Récapitulatif des gains de CO₂ en (kg/s) et en (tonne/an)

Gain d'émission de CO ₂ (kg/s)	Gain d'émission de CO ₂ (tonne/an)
16,96	534850,56
17,44	549987,84
16,56	522236,16

En ce qui concerne le NO_x, le gain en matière d'investissement se traduit par le tableau V-8 ci-dessous.

Tableau V- 8: Taxes à payer pour les rejets des NOX

Gain d'émission de NO _x (ppm)	Tonnage de gaz émis par an (million tonne/an)	Quantité de chaque produit émis par an (tonne/an)	Taxe à payer
10,2	14,900	151980	695MDA
10	14,900	149000	681MDA
10,4	14,900	154960	708 MDA
10,2	14,900	151980	695 MDA
9,8	14,900	146020	668 MDA
9,6	14,900	143040	654 MDA
10	14,900	149000	681 MDA
9,8	14,900	146020	668 MDA
9,6	14,900	143040	654 MDA
10	14,900	149000	681 MDA
9,8	14,900	146020	668 MDA
9,6	14,900	143040	654 MDA
9,4	14,900	140060	640 MDA
9,8	14,900	146020	668 MDA

Nous prendrons une valeur moyenne de la taxe à payer de l'ordre de 673 millions DA équivalant à 9,74 millions de dollars.

Ces économies sont intégrées parmi les avantages en termes de gain en investissement.

Conclusion :

Dans ce chapitre nous avons présenté l'impact du dégagement des gaz d'échappement et du bruit de la centrale sur l'environnement. Nous avons mis en évidence l'impact et l'évidence que pourra présenter la récupération d'énergie des gaz d'échappement sur l'environnement.

Chapitre VI

Etude technico-économique

6-ETUDE TECHNICO-ECONOMIQUE

L'approche technico-économique consiste à vérifier si le projet est rentable, autrement dit, si la réalisation des dépenses d'investissement pourrait assurer un bilan avantageux pour l'exploitant sur la durée de vie du projet. Cette évaluation est faite pour les deux options du projet (production d'électricité et d'eau douce) qui seront comparées entre elles en termes de bilan économique.

Les deux options intègrent la récupération d'énergie thermique issue des gaz d'échappement rejetés actuellement par la centrale électrique.

Description des options

L'option 1 : consiste à la mise en place d'un système de cogénération en ajoutant à la configuration actuelle une chaudière de récupération de vapeur, une turbine à vapeur du type condensation, un condenseur et une pompe de recirculation. Dans cette option, il y a lieu de produire que de l'électricité. L'investissement pour une telle configuration est de 46 millions de dollars.

L'option 2 : consiste en la mise en place d'un système de cogénération, c'est-à-dire en plus de la production d'électricité il y a l'unité de dessalement qui produit de l'eau distillée. Pour cette configuration on place en aval de la turbine à gaz une chaudière de récupération de vapeur, une turbine à vapeur à contre-pression, un échangeur de chaleur, une pompe de recirculation et enfin une unité de dessalement. L'investissement pour une telle configuration est de 64 millions de dollars.

Deux ou plusieurs options peuvent être comparées que si leurs investissements ont la même durée de vie (ce qui est le cas pour notre étude).

6.1. Méthodologie

6.1.1. La décision d'investissement

Une opération d'investissement ne sera intéressante que si son bénéfice actualisé, \bar{B} , est positif. En effet dans le cas contraire, les bénéfices futurs sont équivalents à une somme actuelle inférieure au coût d'investissement. Un investissement dont le bénéfice actualisé est positif est dit rentable [28].

La notion de rentabilité donne une idée de l'avantage qu'on peut tirer d'un investissement. Le critère de choix le plus satisfaisant, est celui du bénéfice actualisé maximum.

Le seuil de rentabilité est fixé par le taux d'actualisation : On utilise comme critère le taux de rentabilité interne (**TRI**) qui représente la valeur du taux d'actualisation qui annule le bénéfice actualisé. (Voir annexe 2 page 103).

Ainsi un investissement n'est acceptable que si son taux de rentabilité interne est supérieur au taux d'actualisation fixé.

Pour le calcul du bénéfice actualisé, nous faisons le bilan des dépenses et des gains en tenant compte des

- dépenses initiales (investissements) ;
- du bilan des dépenses et recettes annuelles (aux gains annuels générés par le projet).

Les gains sont constitués par :

- les économies en coûts annuels d'exploitation de la centrale, se traduisant par des prix de revient moins élevés pour la production d'électricité ;
- et subsidiairement par un bénéfice résultant de la commercialisation de l'eau dessalée.

En définitive les gains attendus du projet se formulent ainsi :

$$\text{Bénéfice d'exploitation annuel (B2)} = (Q_{e2} \times X_e + Q_a \times Y) - (P \times Q_{e2} + P_e \times Q_a)$$

$$\text{Bénéfice d'exploitation annuel (B1)} = (Q_{e1} \times X_e) - (P \times Q_{e1})$$

Où :

Q_{e1} et Q_{e2} désignent les quantités d'électricité produite dans l'option 1 et dans l'option 2 ;

P : le prix de revient de l'électricité produite ;

X_e : le prix de l'électricité vendu ;

Q_a : la quantité d'eau produite ;

P_e : le prix de revient de l'eau produite ;

Y : le prix de vente de l'eau produite.

En considérant par ailleurs que l'absence de rejet de gaz dans l'atmosphère représente un moindre coût pour la protection de l'environnement. Même si celui-ci n'est pas déboursé à l'heure actuelle, il représente cependant un coût différé (en termes de santé, protection des espèces végétales en milieu sensible tel que les eaux de surface ou les sols etc.).

Ces avantages peuvent être estimés à partir des coûts des mesures de réduction ou de compensation de ces effets. Selon les pratiques usuelles en la matière.

En définitive, les avantages annuels de l'opération seront :

$$\text{AVANTAGE 2} = 0,1 (P_2 \times Q_e + P_e \times Q_a) + \text{IE}$$

$$\text{AVANTAGE 1} = 0,1 (P_1 \times Q_e) + \text{IE}$$

Où :

P : coût de revient d'électricité ;

P_e : coût de revient de l'eau ;

IE : gain en matière de gain en environnement.

6.1.2. Bénéfice actualisé d'une opération d'investissement

Une opération d'investissement se présente sous la forme d'un échéancier de dépenses et de recettes :

Tableau VI - 1:Récapitulatif des dépenses et recettes durant les années

	DEPENSES	RECETTES
Date d'investissement	I	
1 ^{re} année	D ₁	R ₁
2 ^{me} année	D ₂	R ₂
.....
N ^{ième} année	D _n	R _n

Le bénéfice réalisé la 1^{re} année est : R₁ – D₁ ;

Sa valeur actualisée est : $\frac{R_1 - D_1}{1 + a}$

Où :

a : le taux d'actualisation ;

R₁ : les recettes obtenues la première année ;

D_1 : les dépenses faites la première année.

De même, le bénéfice réalisé la 2^{me} année est $R_2 - D_2$

Et sa valeur actualisée $\frac{R_2 - D_2}{(1+a)^2}$

Etc....

Le bénéfice actualisé de l'opération est :

$$\bar{B} = -I + \frac{R_1 - D_1}{1+a} + \frac{R_2 - D_2}{(1+a)^2} + \frac{R_n - D_n}{(1+a)^n}$$

Où :

I : l'investissement total.

6.2. Application au cas du Projet

6.2.1. Les options alternatives

Nous avons les deux situations suivantes :

- **Option 1**

Elle consiste à maintenir l'installation de la centrale électrique en ajoutant à cette dernière une turbine à vapeur du type condensation pour augmenter la production d'électricité. La centrale est composée principalement de deux turbines à gaz de 196 MW. La production d'électricité annuelle par la turbine à vapeur sera de 598,15 (GWh).

- **Option 2**

Cette option consiste à augmenter la production d'électricité tout en produisant de l'eau distillée.

La centrale sera composée principalement de deux turbines à gaz de 196 MW environ chacune, suivie d'une chaudière de récupération appropriée (une chaudière de récupération par turbine à gaz), une turbine à vapeur d'une puissance de l'ordre de 65 MW et une unité de dessalement MSF.

La production d'électricité annuelle par turbine à vapeur sera de 500,619GWh.

La production annuelle d'eau sera de 11,5 millions de m³ par an.

$$\overline{B} = -I + \sum b \dots\dots\dots \text{Bénéfice actualisé de l'opération}$$

Si : $\overline{B2} > \overline{B1}$, l'option 2 est plus rentable que l'option 1.

Si : $\overline{B2} < \overline{B1}$, l'option 1 est plus rentable que l'option 2.

Tableau VI- 2:Caractéristiques techniques des installations et investissement

Désignation	Option 1	Option 2
Capacité du dessalement (m ³ /j)	0	31536
Puissance centrale bornes usine (MW)	85,45	71,517
Production annuelle d'électricité (GWH)	598,15	500,619
Production annuelle d'eau (10 ⁶ m ³)	0	11,5

• **Les hypothèses considérées sont :**

- Taux d'actualisation : 10% par an;
- Durée de vie des installations : 20 ans ;
- Consommation spécifique moyenne des turbines à gaz : 3 th / kWh;
- Heures de marche à pleine charge : 7000 h/ an.

6.2.2. Coût de l'investissement

Il représente la somme des dépenses engagées pour la réalisation de l'usine et se répartit comme suit :

- achat du terrain ;
- études- ingénierie ;
- génie civil ;
- équipement ;
- transport- montage- assurance ;
- intérêts intercalaires.

L'ensemble des investissements estimés sont donnés par le tableau VI-3 ci-dessous, pour chaque option.

Tableau VI- 3 : Coût des installations pour chaque option (unité \$)

Désignation	Option 1	Option 2
Investissement	46 000 000	64 000 000

6.3. Bilan d'exploitation

6.3.1. Charges annuelles d'investissement (amortissement)

Les charges annuelles d'un investissement, pour une durée d'amortissement et un taux d'actualisation donnés, sont définies par la relation suivante :

$$C_i = I \cdot a$$

Avec :

I : Investissement global de l'installation ;

a : Coefficient d'annuité ;

Ce coefficient se calcule comme suit.

$$a = \frac{\text{taux}(1 + \text{taux})^N}{(1 + \text{taux})^N - 1}$$

Où :

Taux : taux d'actualisation ;

N_a : durée d'amortissement économique.

6.3.2. Charges d'exploitation

Ce sont les frais à compter pour l'exploitation de l'installation :

a. Frais d'exploitation variables

Ils constituent les frais d'achat des produits nécessaires à l'exploitation de l'installation :

- électricité ;
- produits chimiques.

b. Frais d'exploitation fixes

- frais de personnel ;
- frais d'entretien.

Le tableau VI-4 ci-dessous donne les charges d'exploitation pour les options 1 et 2

Tableau VI- 4 : Tableau représentant les charges d'exploitation

Charges d'exploitation	Option 1	Option 2
amortissement	5 520 000	7 680 000
Personnel	1 972 560	4 672 560
Durée d'amortissement	20 ans	20 ans

6.3.3. Calcul du prix de revient dans les deux options

Nous savons que les prix de vente de l'électricité, tout comme le prix de vente de l'eau en Algérie sont administrés et largement inférieurs à la valeur réelle de ces produits [29].

- **Option 1**

Dans la situation actuelle, le prix de revient de l'électricité produite sera déterminé à partir de la relation suivante :

$$Q_e \cdot p = C_i + C_e = \sum \bar{C}$$

Où :

Q_e : la production annuelle d'électricité ;

p : le prix de revient de l'électricité en US \$/kWh ;

C_i : les charges d'investissement ;

C_e : les charges annuelles d'exploitation.

\bar{C} : montant total des charges annuelles.

Soit, en regroupant l'ensemble des charges en $\sum \bar{C}$, nous aurons:

$$\sum \bar{C} = Q_e \cdot p$$

Les calculs donnent :

$$\alpha = 0,12$$

$$C_i = 0,12 \times 46\,000\,000$$

$$C_i = 5\,520\,000$$

$$C_e = 1\,972\,000$$

$$\sum \bar{C} = C_i + C_e = 7\,492\,000 \$$$

$$\bar{C} = Q_e \cdot P$$

$$P = \bar{C} / Q_e$$

$$P = 7\,492\,000 / 598\,150\,000$$

$$P = 0,015 \$/\text{kWh} = 1,5 \text{ DA}/\text{kWh}$$

- **Option 2**

Cette option correspond à une production conjointe d'électricité et d'eau douce.

Sur le plan économique, la production d'électricité et d'eau douce ne sont pas dissociables. Le prix de revient du kWh et celui du m³ d'eau s'expriment par la relation suivante.

$$Q_a \cdot p_e + Q_e \cdot P = C_i + C_e$$

Où :

Q_a : la production annuelle d'eau ;

p_e : le Prix de revient du m³ d'eau dessalée ;

Q_e : la production annuelle d'électricité ;

p : le prix de revient du kWh ;

C_i : les charges d'investissement ;

C_e : les Charges annuelles d'exploitation ;

$\sum C$: le montant total des charges annuelles.

Le prix de revient de l'eau dessalée et celui de l'électricité produite sont déterminés par la relation :

$\sum C$: le montant total des charges annuelles.

Les calculs donnent :

$$\alpha = 0,12$$

$$C_i = 0,12 \times 64\,000\,000$$

$$C_i = 7\,680\,000$$

$$C_e = 4\,672\,560$$

En faisant l'hypothèse que le prix de revient du kWh d'électricité est identique à celui de l'option 1, nous trouvons le prix de revient de l'eau :

$$\sum C = 12\,352\,560$$

$$Q_a \cdot p_e + Q_e \cdot P = C_i + C_e = 12\,352\,560 \text{ \$}$$

$$P_e = (12\,352\,560 - 500,62 \cdot 10^6 \times 0,015) / 11\,510\,640$$

$$P_e = 0,42 \text{ \$} = 29,45 \text{ DA/m}^3$$

6.3.4. Bilan économique actualisé

Nous établissons pour chaque option le bilan économique actualisé. Sachant que notre étude porte sur l'unité de dessalement, c'est l'option 2 qui correspond à notre projet. L'analyse économique sera développée dans ce qui suit plus particulièrement. L'option 1 n'étant pas alternative à l'option 2, l'appréciation qui est faite sur le Bilan économique de l'option 1 nous servira seulement de référence pour relativiser les résultats de l'option 2.

En adoptant un prix de vente pour chaque produit (électricité et eau) incorporant comme bénéfice une majoration de 10 % du prix de revient, on peut estimer les bilans d'exploitation pour chaque option à : $0,1 \sum C$.

En définitive, le bilan pour chaque option s'établira comme suit :

$$B1 = -I + 0,1 \sum \bar{C}$$

$$B2 = -I + 0,1 \sum C$$

Où :

$\sum C$: sont les charges annuelles pour l'option 2, correspondant à la production d'électricité et d'eau.

$\sum \bar{C}$: sont les charges annuelles pour l'option 1, correspondant à la production d'électricité

Nous calculons le bilan actualisé pour chaque option en adoptant un taux d'actualisation de 10 %.

- Calcul du bénéfice actualisé

Pour l'option1 :

Tableau VI- 5 : Calcul du bénéfice actualisé pour l'option 1

	Investissement option1	$\sum \bar{C}$ (M \$)	$0,1 \sum \bar{C}$ (\$)	ΔI gain environnement (M \$)	Bénéfice Non Actualisé $0,1 \sum \bar{C} + \Delta I$	Bénéfice actualisé Taux 10%
2009	46 million \$					
2010	-	7,492	749200	9,74	10,45	9,50
2011	-	7,492	749200	9,74	10,45	8,63
2012	-	7,492	749200	9,74	10,45	7,85
2013	-	7,492	749200	9,74	10,45	7,14
2014	-	7,492	749200	9,74	10,45	6,48
2015	-	7,492	749200	9,74	10,45	5,89
2016	-	7,492	749200	9,74	10,45	5,36
2017	-	7,492	749200	9,74	10,45	4,87
2018	-	7,492	749200	9,74	10,45	4,43
2019	-	7,492	749200	9,74	10,45	4,03
2020	-	7,492	749200	9,74	10,45	3,66
2021	-	7,492	749200	9,74	10,45	3,33
2022	-	7,492	749200	9,74	10,45	3,03
2023	-	7,492	749200	9,74	10,45	2,75
2024	-	7,492	749200	9,74	10,45	2,50
2025	-	7,492	749200	9,74	10,45	2,27
2026	-	7,492	749200	9,74	10,45	2,07
2027	-	7,492	749200	9,74	10,45	1,88
2028	-	7,492	749200	9,74	10,45	1,70
2029	-	7,492	749200	9,74	10,45	1,55
Total				194,8	209	88,92

Le bénéfice actualisé de L'option 1 est égal à $\bar{B1} = -I + \sum b1 = 88,92 - 46$ ce qui correspond à $\bar{B1} = 42,92$ millions de dollars.

Pour l'option 2 :

Tableau VI- 6 : Calcul du bénéfice actualisé pour l'option 2

	Investissement option 2	$\sum C$ (M \$)	$0,1 \sum C$ (\$)	ΔI gain environnement (M \$)	Bénéfice Non Actualisé $0,1 \sum C + \Delta I$	Bénéfice actualisé Taux 10%
2009	64 million \$					
2010	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	9,97
2011	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	9,07
2012	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	8,24
2013	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	7,49
2014	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	6,81
2015	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	6,19
2016	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	5,63
2017	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	5,12
2018	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	4,65
2019	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	4,23
2020	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	3,84
2021	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	3,49
2022	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	3,17
2023	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	2,89
2024	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	2,63
2025	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	2,38
2026	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	2,16
2027	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	1,96
2028	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	1,78
2029	-	12,352	12 352 56	9,74	10,975	1,62
Total				194,8	219,5	93,31

Le bénéfice actualisé de l'option 2 est égal à :

$$\overline{B_2} = -I + \sum b_2 = 93,31 - 64 = 29,31 \text{ millions de dollars.}$$

On remarque que le bénéfice actualisé dans l'option 1 est supérieur à celui de l'option 2. Cela permet de conclure que le projet de production d'eau distillée (option 2), nécessite des coûts (investissement et exploitation) plus importants.

- **Calcul du taux de rentabilité interne (TRI) de l'option 2**

Un autre critère, à savoir le taux financier de rentabilité interne est utilisé pour apprécier le niveau de rentabilité.

Par définition, la valeur du TRI est la valeur du taux d'actualisation qui annule le bénéfice actualisé. C'est le seuil de la valeur du taux d'actualisation (s'il venait à évoluer) au delà duquel le bilan actualisé de l'opération est négatif [30].

On peut faire une estimation du taux de rentabilité interne en adoptant la relation simplifiée qui s'applique dans le cas d'un bénéfice R constant (prix constant).

$$\bar{B} = -I + \frac{R_1 - D_1}{1+a} + \frac{R_2 - D_2}{(1+a)^2} + \frac{R_n - D_n}{(1+a)^n}$$

En effet, en considérant la somme le terme général $\frac{(R_1 - D_1)}{(1+a)}$ constant (ce qui est le cas pour notre étude), comme somme d'une progression géométrique qui s'écrit :

$$S = \frac{R_i - D_i}{a} \left[1 - \frac{1}{(1+a)^n} \right]$$

En négligeant $1 / (1+a)^n$ et en considérant $R = R_i - D_i$

On obtient:

$$B = -I + R/a$$

Le taux de rentabilité est la valeur de « r » telle que

$$B = -I + R/r = 0$$

Soit $r = R / I$

Après calcul, on trouve

$$r = 10,975 / 64$$

$$r = 17 \%$$

Le TRI du projet est relativement important de l'ordre de 17 % soit un écart de 7 points par rapport au taux d'actualisation de 10 %.

Conclusion

Le travail présenté dans ce chapitre est relatif à une étude technico-économique d'une installation de dessalement d'eau de mer, le prix de revient du m³ d'eau distillée par la méthode multi flash s'élève à 29,45 DA et le prix de revient du m³ d'eau par la méthode de l'osmose inverse s'élève à 60DA le m³. Généralement l'utilisation de cette méthode (osmose inverse) aboutit à des prix de revient moins élevés que ceux de la méthode multi flash. Ceci s'explique par le fait que l'énergie utilisée est gratuite.

Conclusion générale

CONCLUSION GENERALE

Le travail présenté dans le cadre de cette étude est relatif à l'étude d'un processus de dessalement d'eau de mer par utilisation de l'énergie issue des gaz d'échappement de la turbine à gaz d'une centrale thermique. En effet les gaz d'échappement de la turbine à gaz de la centrale thermique du Hamma sont à une température assez élevée. Pour des raisons économiques et environnementales, l'exploitation de ces rejets à des fins de production d'électricité et d'eau distillée s'impose.

Au terme de cette étude que nous avons réalisé sur le projet de dessalement par cogénération dans la centrale électrique du Hamma , nous pensons avoir atteint certains objectifs initialement fixés , à savoir étendre le champ d'application des nouvelles technologies de dessalement sur certains sites en Algérie , concrétiser la recherche d'économies d'énergie par le recyclage des sources énergétiques et enfin participer à la protection de l'environnement par la réduction des rejets des divers polluants gazeux dans l'atmosphère .

La rétrospective sur les procédés de dessalement et la recherche bibliographique sur les technologies du dessalement nous ont permis d'apprécier les avantages et inconvénients ou contraintes de chaque technologie et d'identifier pour l'étude du cas le système le plus adapté au site du Hamma.

Nous avons tenté de valoriser la réduction des impacts sur l'environnement comme un avantage à la fois pour l'exploitant et pour la collectivité tout en l'intégrant dans l'analyse technico économique. Celle-ci a permis de comparer les deux options possibles et de conclure sur l'avantage significatif de l'option 2 correspond plus à l'objectif fixé.

Nous pouvons conclure que ce projet peut apporter ses fruits en termes d'une meilleure exploitation de la centrale suivant le besoin, fournir à la capitale une eau potable à des coûts compétitifs et débarrasser la population des problèmes de pénuries et en dernier fournir plus d'électricité aux régions voisines.

REFERENCES BIBLIOGRAPHIQUES

- [1] **Raymond Desjardins.** traitement des eaux. Edition Garden, 2007.
- [2] **G.ARGOUD.** Niveau mondiale des systèmes de dessalement d'eau de mer. Edition science et vie. Année 2007.
- [3] <http://www.webalgerie.com/le-magazine/algerie/1%92eau-dessalee-pour-1,7-million-d'habitants-d'alger/>.
- [4] **Vaillant (J.R).** Les problèmes de dessalement d'eau de mer et des eaux saumâtres. Edition Eyrolles Paris, 1970.
- [5] **ASSIA Medrouni.** Dessalement d'eau de mer par distillation, PFE, Ecole National Polytechnique d'Alger, 1991
- [6] **SILVER.** Contribution in K.S spiegler "principles of desalination". ACADEMIC PRESS 1966.
- [7] **Patrick DANIS.** Dessalement de l'eau de mer. Édition technique de l'ingénieur, traité des génies des procédés j 2700.
- [8] <http://www.mshades.free.fr/dessalement/reflexiondessalement>
- [9] **Alain Maurel.** Dessalement des eaux de mer et des eaux saumâtres et autres procédés non conventionnels d'approvisionnement en eau douce. Vol. p. Edition Technips 2006
- [10] **Ulrich Ebensperger and Phyllis Isley,** Review of the Current State of desalination, Water Policy Working Paper 2005
- [11] <http://www.cnr.ac.ma/teer/themes/dessalement>
- [12] **C.Gomella.** Les problèmes généraux de la déminéralisation des eaux par distillation. Edition Eyrolles. Paris 1960.
- [13] <http://www.perso.orange.fr/melaniepierra/TIPE.html>
- [14] Livingstone Shire Council Sources Study January 2005 (électrodialyse)
M:\2979-15\REPORT JAN 31\Sources Study - Jan2005.doc Commercial in Confidence Page 36
- [15] **Allaoui Z.,** « la cogénération », PFE, Ecole Nationale Polytechnique d'Alger, juin 2007.
- [16] <http://www.wikipedia.org/wiki/cog%C3%A9n%C3%A9ration>
- [17] <http://www.cogenesud.be/pages/cogfra.htm>

- [18] http://www.industrie.gouv.fr/energie/developp/econo/textes/se_cogen2.htm
- [19] **R.GICQUEL** .Thermoptim. Édition Lavoisier Avril 2001
- [20] **Gordon J .Van Wylen**. Thermodynamique appliquée .Editions du renouveau pédagogique.
- [21] **PORTEOUS**. Seawater distillation process. Edition Longman 1975
- [22] **Michel Pluviôse**. Conversion d'énergie par turbomachines. Vol .page . Édition ellipses marketing. Collection technosup. Année 2005.
- [23] **F. ARAGO**. La vapeur de l'eau. Edition GEORG. librairie de l'université. Genève. Année de l'édition 1983
- [24] Potentiel de dessalement d'eau de mer de condensation à la centrale de RAS DJINET. Rapport interne sonelgaz, Année 2002.
- [25] **Thomas Irvin**« **Thermal/ power : Guidelines for New plants** »in pollution prevention and abatement handbook. July 1998.
- [26] <http://www.ces.iisc.ernet.in/energy/HC270799/HDL/ENV/envfr/vol225.htm>
- [27] http://www.ifen.fr/fileadmin/publications/les_synthese/2003/fiscalitee.pdf
- [28] **Philippe Mottu**. La dynamique des prix. Edition Lavoisier, 1983.
- [29] **A.Chauvel-G. Fournier-C.Raimbault**. Manuel d'évaluation économique des procédés. Edition TECHNIP, 2001

Annexe 1: mise en échangeur de chaleur

Soient deux fluides parcourant un échangeur à courants parallèles tel qu'il est défini au paragraphe 3-5-2. Les grandeurs se rapportant au fluide chaud (circuit primaire) sont indicées par « c », les grandeurs relatives au fluide froid (circuit secondaire) sont indicées par « f ».

Considérons deux sections droites d'abscisses x et $x + dx$, comptées à partir de l'entrée des deux fluides. Soit p le périmètre, mesuré dans une section droite, le long duquel a lieu l'échange de chaleur entre les deux fluides [23].

- **Mise en équation**

Le flux de chaleur infinitésimale correspondant à un élément de longueur « dx » est donné par $d\Phi = K (\theta - \bar{\theta}) dA$

Ou :

K : le coefficient de transmission global ;

θ et $\bar{\theta}$ désignent respectivement les températures des deux fluides à l'abscisse x .

L'élément de surface dA est donné par :

$$dA = p dx$$

D'où :

$$d\Phi = K p (\theta - \bar{\theta}) dx$$

Ce flux est égal à celui perdu par le fluide chaud :

$$d\Phi = - \overline{m}_f \cdot C_{pf} d\theta_f$$

Celui gagné par le fluide froid, il est donné par :

$$d\Phi = m_c \cdot C_{pc} \cdot d\bar{\theta}_c$$

Donc :

$$d\Phi = K p (\theta - \bar{\theta}) dx = - \overline{m}_f \cdot C_{pf} d\theta_f = m_c \cdot C_{pc} \cdot d\bar{\theta}_c$$

L'expression du flux de chaleur sera alors :

$$\Phi = K \cdot A \cdot \Delta TLM$$

Avec :

$$\Delta TLM = \frac{\Delta\theta_c - \Delta\theta_f}{\ln \frac{\Delta\theta_c}{\Delta\theta_f}}$$

Où :

ΔTLM : la différence de température logarithmique moyenne ;

$\Delta\theta_c$:

$\Delta\theta_f$:

Dans le choix de notre configuration, nous avons le cas d'un échangeur vapeur/eau (condensation et refroidissement), étant donné le changement de phase qui s'opère dans le circuit primaire, il est commode de scinder l'échange en deux parties : condensation, et sous refroidissement de l'eau de condensation.

On peut attribuer à chacun de ces phénomènes un flux de chaleur et écrire :

$$\Phi = \Phi_c + \Phi_r$$

Avec :

$$\Phi_c = (K.A)_c (\Delta\theta m)_c$$

$$\Phi_r = (K.A)_r (\Delta\theta m)_r$$

La quantité KA est quelquefois appelée « efficacité de l'échangeur ».

L'échange peut se schématiser de la façon suivante : La zone 1 correspond à la condensation de la vapeur (à température constante θ_{ec}). La température de l'eau secondaire passe de $\overline{\theta_{si}}$, valeur intermédiaire, à $\overline{\theta_{sf}}$ valeur de sortie. La zone 2 correspond au refroidissement de l'eau de condensation formée au cours de la condensation de la vapeur.

On peut ainsi calculer les écarts logarithmique moyens à l'aide de :

$$\Delta\theta_1 = \theta_{ec} - \overline{\theta_{sf}}$$

$$\Delta\theta_2 = \theta_{ec} - \overline{\theta_{si}}$$

$$\Delta\theta_3 = \theta_{sc} - \overline{\theta_{ef}}$$

D'où

$$(\Delta\theta m)_c = \frac{\Delta\theta_1 - \Delta\theta_2}{\ln \frac{\Delta\theta_1}{\Delta\theta_2}}$$

$$\text{Log} (\Delta\Theta_1 / \Delta\Theta_2)$$

$$(\Delta\Theta m)_r = \frac{\Delta\Theta_2 - \Delta\Theta_3}{\text{Log} (\Delta\Theta_2 / \Delta\Theta_3)}$$

Annexe 2 : définition du taux de rentabilité

L'actualisation permet, dans les études d'investissement, d'établir des équivalences entre des sommes d'argent disponibles à des époques différentes.